



TESIS - TK 142541

***DECOUPLING IMC CONTROLLER UNTUK SISTEM
MIMO (CASE STUDY PENGENDALIAN DE-
ISOBUTANIZER DUAL CONDENSER)***

ZAHROTUL AZIZAH
NRP. 02211650010009

DOSEN PEMBIMBING
Juwari, S.T., M. Eng., Ph.D.
Prof. Ir. Renanto, M.Sc., Ph.D.

PROGRAM MAGISTER
BIDANG KEAHLIAN TEKNOLOGI PROSES
DEPARTEMEN TEKNIK KIMIA
FAKULTAS TEKNOLOGI INDUSTRI
INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER
SURABAYA
2018



THESIS - TK 142541

**DECOUPLING IMC CONTROLLER FOR MIMO
SYSTEM (CASE STUDY CONTROL DE-
ISOBUTANIZER DUAL CONDENSER)**

ZAHROTUL AZIZAH

Student Identity Number 02211650010009

SUPERVISORS

Juwari, S.T., M. Eng., Ph.D.

Prof. Ir. Renanto, M.Sc., Ph.D.

MASTER PROGRAM

FIELD OF EXPERTISE PROCESS TECHNOLOGY

CHEMICAL ENGINEERING DEPARTMENT

FACULTY OF INDUSTRIAL TECHNOLOGY

INSTITUT TEKNOLOGI SEPULUH NOPEMBER

SURABAYA

2018

LEMBAR PENGESAHAN

DECOUPLING IMC CONTROLLER UNTUK SISTEM MIMO (CASE STUDY PENGENDALIAN DE-ISOBUTANIZER DUAL CONDENSER)

Tesis ini disusun untuk memenuhi salah satu syarat memperoleh gelar
Magister Teknik (M.T.)

di

Institut Teknologi Sepuluh Nopember Surabaya

Oleh:

Zahrotul Azizah

NRP. 02211650010009

Tanggal Ujian
Periode Wisuda

: 09 Juli 2018
: September 2018

Disetujui oleh:

1. Juwari, S.T., M.Eng., Ph.D.

NIP: 19730615 199903 1 003

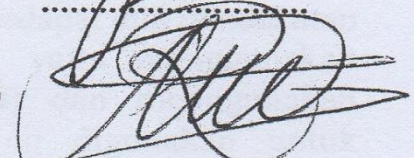
(Pembimbing I)



2. Prof. Ir. Renanto, M.Sc., Ph.D.

NIP: 19530719 197803 1 001

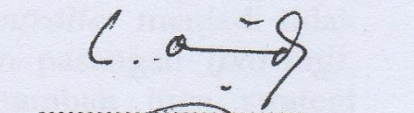
(Pembimbing II)



3. Prof. Dr. Ir. Kuswandi, DEA.

NIP: 19580612 198403 1 003

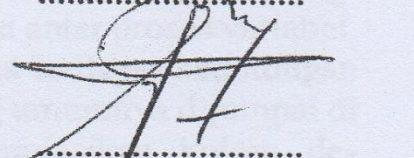
(Penguji I)



4. Dr. Ir. Sumarno, M.Eng.

NIP: 19640608 199102 1 001


(Penguji II)



5. Hikmatun Ni'mah, S.T., M.Sc., Ph.D.

NIP: 19841010 200912 2 006

(Penguji III)



Dekan Fakultas Teknologi Industri
Institut Teknologi Sepuluh Nopember



Dr. Bambang Lelono Widjiantoro, S.T., M.T.

NIP. 19690507 199512 1 001

DECOUPLING IMC CONTROLLER UNTUK SISTEM MIMO (CASE STUDY PENGENDALIAN DE-ISOBUTANIZER DUAL CONDENSER)

Nama Mahasiswa : Zahrotul Azizah
NRP : 02211650010009
Pembimbing : Juwari, S.T., M.Eng., Ph.D.
Prof. Ir. Renanto, M.Sc., Ph.D.

ABSTRAK

Industri kimia mengolah bahan baku menjadi produk sesuai dengan spesifikasi yang diinginkan. Dalam pelaksanaannya, industri kimia memerlukan tingkat keamanan yang sangat tinggi sehingga membutuhkan pengendalian proses yang lebih baik. Setiap unit operasi perlu kondisi operasi yang berbeda – beda dimana satu unit dengan unit yang lain seringkali saling mempengaruhi atau berinteraksi. Bahkan dalam satu unit proses, antar variabel satu dengan variabel yang lain saling berinteraksi. Interaksi yang terjadi antar variabel inilah yang menjadi penyebab sulitnya mendesain *controller* MIMO. Terdapat dua pendekatan yang digunakan untuk mengendalikan proses MIMO yaitu menggunakan pengendali *multiple Single Input Single Output* (SISO) dan menggunakan pengendali *multivariable*. *Multivariable controller* sering digunakan untuk mengatasi kelemahan *multiple SISO* bila ada interaksi dalam sistem tersebut. Interaksi yang sangat kuat menyebabkan *multivariable controller* menjadi tidak optimum. Oleh karena itu umumnya dilakukan pemilihan pasangan (*pairing*). Dalam penelitian ini, disamping pemilihan *pairing* ditambah juga strategi *decoupling* dan *invers decoupling* untuk mengurangi interaksi antar proses variabel. Adapun *controller* yang dipakai adalah MIMO IMC, karena terdapat keuntungan diantaranya *menghandle* sistem dengan *long time delay* yang umumnya dijumpai di industri kimia. Penelitian ini dilakukan dengan mensimulasikan kolom de-isobutanizer *dual condenser* pada kondisi *steady state* dan dinamik. Adapun pengendali yang digunakan adalah 1DoF IMC tanpa *decoupling*, *decoupling* 1DoF IMC, *invers decoupling* 1DoF IMC, 2DoF IMC tanpa *decoupling*, *decoupling* 2DoF IMC, dan *invers decoupling* 2DoF IMC dengan metode Mp-GM. Dari hasil simulasi menggunakan matlab simulink, *invers decoupling* 2DoF IMC mampu memberikan peforma yang paling baik (IAE paling kecil) dibandingkan dengan 1DoF IMC tanpa *decoupling*, *decoupling* 1DoF IMC, *invers decoupling* 1DoF IMC, 2DoF IMC tanpa *decoupling* dan *decoupling* 2DoF IMC.

Kata kunci : 1DoF IMC, 2DoF IMC, Distilasi *Dual condenser*, Interaksi, *Invers Decoupling*, *Time delay*

DECOUPLING IMC CONTROLLER FOR MIMO SYSTEM (CASE STUDY CONTROL DE-ISOBUTANIZER DUAL CONDENSER)

Name : Zahrotul Azizah
Student Identity Number : 02211650010009
Supervisor : Juwari, S.T., M.Eng., Ph.D.
Prof. Ir. Renanto, M.Sc., Ph.D.

ABSTRACT

The chemical industry converts raw materials into products according to the desired specifications. In practice, the chemical industry requires a very high-security level and thus requires better process control. Each operating unit needs different operating conditions depending on where one unit with another unit often influences or interact with each other. Even in a processing unit, between one variable and another interact each other. The interaction that occurs between these variables causing the difficulty of designing a Multi Input Multi Output (MIMO) controller. There are two approaches that are used to control the MIMO process, that is using multiple controllers Single Input Single Output (SISO) and using the multivariable controller. The multivariable controller is often used to overcome the disadvantages of multiple SISO when there is interaction within the system. A very strong interaction causes the multivariable controller becomes not optimal. Therefore, it is generally done by mate selection (pairing). In this study, not only select the pairing but also add the strategy of inverted decoupling to reduce interactions between process variables. The controller used is MIMO IMC because there are advantages such as a handle system with a long time delay that is generally found in the chemical industry. This research simulates a dual condenser deisobutanizer column in steady state and dynamic conditions. The controllers used are 1DoF IMC without decoupling, decoupling 1DoF IMC, inverted decoupling 1DoF IMC, 2DoF IMC without decoupling, decoupling 2DoF IMC, and inverted decoupling 2DoF IMC with Mp-GM tuning method. From simulation result using matlab simulink, inverted decoupling 2DoF IMC is able to obtain the best performance (the smallest IAE) compared to 1DoF IMC without decoupling, decoupling 1DoF IMC, inverted decoupling 1DoF IMC, 2DoF IMC without decoupling and decoupling 2DoF IMC.

Keywords : 1DoF IMC, 2DoF IMC, Dual condenser distillation, Interaction, Inverted Decoupling, Time delay

KATA PENGANTAR

Segala puji dan syukur atas kehadiran Tuhan YME karena berkat Rahmat dan karunia-Nya yang telah memberi segala kemudahan dan kekuatan kepada penulis, sehingga penulis dapat menyelesaikan tesis yang berjudul “***Decoupling IMC Controller untuk Sistem MIMO (Case Study Pengendalian De-Isobutanizer Dual Condenser)***”.

Keberhasilan penulisan tesis ini tidak lepas dari dorongan dan bimbingan dari berbagai pihak. Untuk itu dalam kesempatan ini penulis mengucapkan terima kasih yang setulus-tulusnya kepada :

1. Bapak Juwari, S.T., M.Eng., Ph.D. selaku Kepala Departemen Teknik Kimia, Fakultas Teknologi Industri, Institut Teknologi Sepuluh Nopember dan Dosen Pembimbing I.
2. Bapak Dr. Tantular Nurtono, S.T., M.Eng., selaku Ketua Prodi Pascasarjana Teknik Kimia ITS.
3. Bapak Prof. Ir. Renanto, M.Sc., Ph.D. selaku Kepala Laboratorium Perancangan dan Pengendalian Proses dan Dosen Pembimbing II.
4. Bapak Prof. Dr. Ir. Kuswandi, DEA., Bapak Dr. Ir. Sumarno, M.Eng., Ibu Hikmatun Ni'mah, S.T., M.Sc., Ph.D. selaku Dosen Penguji.
5. Bapak dan Ibu Dosen pengajar serta seluruh karyawan Jurusan Teknik Kimia FTI-ITS.
6. ITS yang telah memberikan beasiswa *freshgraduate* kepada penulis hingga lulus kuliah.
7. Semua teman – teman Perdalpro 2016/2017 dan 2017/2018 yang telah membantu memberikan support dan keceriaan.
8. Teman – teman Pascasarjana 2016/2017 yang telah membantu memberikan support dan keceriaan.

Semoga segala kebaikan dan keikhlasan yang telah diberikan mendapat balasan dari Tuhan YME. Penulis mengharapkan saran dan kritik yang bersifat membangun demi kesempurnaan dan untuk penelitian di masa yang akan datang.

Akhir kata semoga tesis ini dapat memberikan kontribusi yang bermanfaat untuk sekarang dan masa mendatang. Penulis menyadari dalam penulisan tesis ini banyak terdapat kekurangan, sehingga saran dan kritik yang membangun dari pembaca sangat diperlukan.

Surabaya, Juli 2018

Penulis

DAFTAR ISI

JUDUL	
LEMBAR PENGESAHAN	
ABSTRAK	iv
ABSTRACT	v
KATA PENGANTAR	vi
DAFTAR ISI	viii
DAFTAR GAMBAR	x
DAFTAR TABEL	xv
DAFTAR NOTASI	xvi
BAB 1 PENDAHULUAN	
1.1 Latar Belakang	1
1.2 Rumusan Masalah	3
1.3 Batasan Masalah	3
1.4 Tujuan Penelitian	4
1.5 Manfaat Penelitian	4
BAB 2 KAJIAN PUSTAKA DAN DASAR TEORI	
2.1 Teori <i>Model Based Control</i>	7
2.2 <i>Internal Model</i>	7
2.3 <i>Two Degree-of-freedom IMC</i>	9
II.3.1 <i>Maximum Peak</i> (Mp)	10
II.3.2 Gain margin (GM)	11
2.4 Sistem <i>Multi Input Multi Output</i> (MIMO)	12
2.5 <i>Multi Input Multi Output IMC</i>	13
2.6 MIMO <i>Decoupling</i>	15
2.7 Analisa Interaksi	18
2.7.1 <i>Relative Gain Array</i> (RGA)	18
2.8 Kolom De-isobutanizer Konvensional dan Non Konvensional	19
BAB 3 METODA PENELITIAN	
3.1 Simulasi <i>Steady State</i> Kolom De-isobutanizer <i>Dual Condenser</i> menggunakan Aspen Plus v8.8 dan Validasi Hasil Simulasi	24
3.2 Sizing Alat	25
3.3 Simulasi Dinamik Kolom De-isobutanizer <i>Dual Condenser</i> Menggunakan Aspen Plus v8.8	25
3.4 Identifikasi Transfer Fungsi Kolom <i>De-isobutanizer Dual Condenser</i>	26
3.5 Analisa Interaksi dengan Metode RGA	26
3.6 Melakukan Perhitungan <i>Decoupling</i>	26
3.7 Menentukan Parameter Pengendali <i>Decoupling IMC</i> dan <i>Decoupling 2DoF IMC</i> dengan <i>Tuning Mp-GM</i>	26

3.8	Simulasi Pengendali <i>Decoupling</i> IMC dan <i>Decoupling</i> 2DoF IMC pada Kolom De-isobutanizer <i>Dual Condenser</i>	27
3.9	<i>Perbandingan IAE</i>	27
BAB 4 HASIL DAN PEMBAHASAN		
4.1	Simulasi <i>Steady State</i> dan Validasi Hasil Simulasi	31
4.2	<i>Sizing</i> Alat	34
4.3	Simulasi <i>Dynamic</i>	35
	4.3.1 Pemberian <i>disturbance</i> laju alir <i>feed</i>	37
	4.3.2 Pemberian <i>disturbance</i> komposisi C ₂ di <i>feed</i>	48
4.4	Identifikasi Transfer Fungsi	58
4.5	Analisa Interaksi	60
4.6	Perhitungan <i>Decoupling</i>	60
4.7	Tuning Parameter Pengendali	60
	4.7.1 <i>Worst Case</i>	60
	4.7.2 <i>Maximum Peak (Mp) Tuning</i>	61
	4.7.3 <i>Gain Margin (GM) Tuning</i>	73
4.8	Analisa <i>Unrealizable Decoupling</i>	84
4.9	Hasil Perbandingan IAE	86
BAB 5 KESIMPULAN		
5.1	Kesimpulan	89
5.2	Saran	90
DAFTAR PUSTAKA		91
LAMPIRAN		94
BIODATA PENULIS		105

DAFTAR GAMBAR

Gambar 2.1	Strategi pengendali <i>open loop</i>	8
Gambar 2.2	Struktur <i>Internal Model Control</i>	8
Gambar 2.3	Struktur Two Degrees of Freedom Internal Model Control	9
Gambar 2.4	Frekuensi respon dari sistem orde dua	10
Gambar 2.5	Korelasi nilai M_p terhadap overshoot maksimum respon step	11
Gambar 2.6	Interpretasi Gain Margin sistem FOPTD pada Nyquist plot	12
Gambar 2.7	Proses multivariabel dengan jumlah variabel manipulasi n dan jumlah variabel kontrol n	13
Gambar 2.8	Struktur blok diagram IMC sistem 2×2	14
Gambar 2.9	Blok diagram sistem pengendalian 2×2	15
Gambar 2.10	Skema <i>decoupler</i> 2×2	16
Gambar 2.11	Blok Diagram Sistem Pengendalian 2×2 Dengan Decoupling	17
Gambar 2.12	Blok Diagram Sistem Pengendalian 2×2 Dengan Invers Decoupling	18
Gambar 2.13	Kolom distilasi de-isobutanizer konvensional	20
Gambar 2.14	Kolom distilasi de-isobutanizer non konvensional	21
Gambar 2.15	Pemasangan <i>Controller</i> pada Kolom distilasi de-isobutanizer non konvensional (<i>dual condenser</i>)	22
Gambar 3.1	Diagram Alir Penelitian	24
Gambar 3.2	Diagram blok 1DoF IMC: (a) <i>decoupling</i> ; (b) invers <i>decoupling</i>	28
Gambar 3.3	Diagram blok 2DoF IMC: (a) <i>decoupling</i> ; (b) invers <i>decoupling</i>	29
Gambar 4.1	Simulasi <i>Steady State De-isobutanizer Dual Condenser</i>	32
Gambar 4.2	<i>Pressure Checker</i>	35
Gambar 4.3	Simulasi <i>Dynamic De-isobutanizer Dual Condenser</i>	36
Gambar 4.4	Pemberian <i>disturbance</i> : (a) penambahan laju alir <i>feed</i> ; (b) pengurangan laju alir <i>feed</i>	37
Gambar 4.5	Tekanan pada refluk <i>drum</i> dengan <i>disturbance</i> : (a) penambahan laju alir <i>feed</i> ; (b) pengurangan laju alir <i>feed</i>	38
Gambar 4.6	Tekanan pada <i>refrigerated drum</i> dengan <i>disturbance</i> : (a) penambahan laju alir <i>feed</i> ; (b) pengurangan laju alir <i>feed</i>	38
Gambar 4.7	<i>Base level</i> dengan <i>disturbance</i> : (a) penambahan laju alir <i>feed</i> ; (b) pengurangan laju alir <i>feed</i>	39
Gambar 4.8	Level refluk <i>drum</i> dengan <i>disturbance</i> : (a) penambahan laju alir <i>feed</i> ; (b) pengurangan laju alir <i>feed</i>	39
Gambar 4.9	Level <i>refrigerated drum</i> dengan <i>disturbance</i> : (a) penambahan laju alir <i>feed</i> ; (b) pengurangan laju alir <i>feed</i>	40
Gambar 4.10	<i>Impurity</i> distilat (nC4) dengan <i>disturbance</i> : (a) penambahan laju	

alir <i>feed</i> ; (b) pengurangan laju alir <i>feed</i>	40
Gambar 4.11 <i>Impurity bottom</i> (iC4) dengan <i>disturbance</i> : (a) penambahan laju alir <i>feed</i> ; (b) pengurangan laju alir <i>feed</i>	41
Gambar 4.12 <i>Condenser duty1</i> pada : (a) penambahan laju alir <i>feed</i> ; (b) pengurangan laju alir <i>feed</i>	44
Gambar 4.13 <i>Condenser duty2</i> pada : (a) penambahan laju alir <i>feed</i> ; (b) pengurangan laju alir <i>feed</i>	44
Gambar 4.14 <i>Reboiler duty</i> pada : (a) penambahan laju alir <i>feed</i> ; (b) pengurangan laju alir <i>feed</i>	45
Gambar 4.15 Laju alir refluk pada : (a) penambahan laju alir <i>feed</i> ; (b) pengurangan laju alir <i>feed</i>	45
Gambar 4.16 Laju alir <i>vapor</i> pada : (a) penambahan laju alir <i>feed</i> ; (b) pengurangan laju alir <i>feed</i>	46
Gambar 4.17 Laju alir <i>chilled water</i> pada : (a) penambahan laju alir <i>feed</i> ; (b) pengurangan laju alir <i>feed</i>	46
Gambar 4.18 Pemberian <i>disturbance</i> : (a) penambahan komposisi C ₂ di <i>feed</i> ; (b) pengurangan komposisi C ₂ di <i>feed</i>	48
Gambar 4.19 Tekanan pada refluk <i>drum</i> dengan <i>disturbance</i> : (a) penambahan komposisi C ₂ di <i>feed</i> ; (b) pengurangan komposisi C ₂ di <i>feed</i>	49
Gambar 4.20 Tekanan pada <i>refrigerated drum</i> dengan <i>disturbance</i> : (a) penambahan komposisi C ₂ di <i>feed</i> ; (b) pengurangan komposisi C ₂ di <i>feed</i>	49
Gambar 4.21 <i>Base level</i> dengan <i>disturbance</i> : (a) penambahan komposisi C ₂ di <i>feed</i> ; (b) pengurangan komposisi C ₂ di <i>feed</i>	50
Gambar 4.22 Level refluk <i>drum</i> dengan <i>disturbance</i> : (a) penambahan komposisi C ₂ di <i>feed</i> ; (b) pengurangan komposisi C ₂ di <i>feed</i>	50
Gambar 4.23 Level <i>refrigerated drum</i> dengan <i>disturbance</i> : (a) penambahan komposisi C ₂ di <i>feed</i> ; (b) pengurangan komposisi C ₂ di <i>feed</i>	51
Gambar 4.24 <i>Impurity</i> distilat (nC4) dengan <i>disturbance</i> : (a) penambahan komposisi C ₂ di <i>feed</i> ; (b) pengurangan komposisi C ₂ di <i>feed</i>	51
Gambar 4.25 <i>Impurity bottom</i> (iC4) dengan <i>disturbance</i> : (a) penambahan komposisi C ₂ di <i>feed</i> ; (b) pengurangan komposisi C ₂ di <i>feed</i>	52
Gambar 4.26 <i>Condenser duty 1</i> dengan <i>disturbance</i> : (a) penambahan komposisi C ₂ di <i>feed</i> ; (b) pengurangan komposisi C ₂ di <i>feed</i>	54
Gambar 4.27 <i>Condenser duty 2</i> dengan <i>disturbance</i> : (a) penambahan komposisi C ₂ di <i>feed</i> ; (b) pengurangan komposisi C ₂ di <i>feed</i>	54
Gambar 4.28 <i>Reboiler duty</i> dengan <i>disturbance</i> : (a) penambahan komposisi C ₂ di <i>feed</i> ; (b) pengurangan komposisi C ₂ di <i>feed</i>	55
Gambar 4.29 Laju alir refluk dengan <i>disturbance</i> : (a) penambahan komposisi C ₂ di <i>feed</i> ; (b) pengurangan komposisi C ₂ di <i>feed</i>	55
Gambar 4.30 Laju alir <i>vapor</i> dengan <i>disturbance</i> : (a) penambahan komposisi	

	C_2 di <i>feed</i> ; (b) pengurangan komposisi C_2 di <i>feed</i>	56
Gambar 4.31	Laju alir <i>liquid</i> dengan <i>disturbance</i> : (a) penambahan komposisi C_2 di <i>feed</i> ; (b) pengurangan komposisi C_2 di <i>feed</i>	56
Gambar 4.32	Laju alir <i>chilled water</i> dengan <i>disturbance</i> : (a) penambahan komposisi C_2 di <i>feed</i> ; (b) pengurangan komposisi C_2 di <i>feed</i>	57
Gambar 4.33	Grafik perubahan <i>impurity</i> distilat (XD) terhadap laju alir distilat dari refluks <i>drum</i> (DR)	58
Gambar 4.34	Grafik perubahan <i>impurity</i> bottom (XB) terhadap <i>reboiler duty</i> (QR)	59
Gambar 4.35	Grafik perubahan <i>impurity</i> bottom (XB) terhadap laju alir distilat dari refluks <i>drum</i> (DR)	59
Gambar 4.36	Grafik perubahan <i>impurity</i> distilat (XD) terhadap <i>reboiler duty</i> (QR)	59
Gambar 4.37	Simulasi 1DoF IMC tanpa <i>Decoupling</i> pada <i>impurity</i> distilat (nC4) dengan <i>disturbance</i> : (a) penambahan laju alir <i>feed</i> ; (b) pengurangan laju alir <i>feed</i>	62
Gambar 4.38	Simulasi 1DoF IMC tanpa <i>Decoupling</i> pada <i>impurity</i> bottom (iC4) dengan <i>disturbance</i> : (a) penambahan laju alir <i>feed</i> ; (b) pengurangan laju alir <i>feed</i>	63
Gambar 4.39	Simulasi 1DoF IMC dengan <i>Decoupling</i> pada <i>impurity</i> distilat (nC4) dengan <i>disturbance</i> : (a) penambahan laju alir <i>feed</i> ; (b) pengurangan laju alir <i>feed</i>	63
Gambar 4.40	Simulasi 1DoF IMC dengan <i>Decoupling</i> pada <i>impurity</i> bottom (iC4) dengan <i>disturbance</i> : (a) penambahan laju alir <i>feed</i> ; (b) pengurangan laju alir <i>feed</i>	64
Gambar 4.41	Simulasi 1DoF IMC dengan Invers <i>Decoupling</i> pada <i>impurity</i> distilat (nC4) dengan <i>disturbance</i> : (a) penambahan laju alir <i>feed</i> ; (b) pengurangan laju alir <i>feed</i>	64
Gambar 4.42	Simulasi 1DoF IMC dengan Invers <i>Decoupling</i> pada <i>impurity</i> bottom (iC4) dengan <i>disturbance</i> : (a) penambahan laju alir <i>feed</i> ; (b) pengurangan laju alir <i>feed</i>	65
Gambar 4.43	Simulasi 1DoF IMC tanpa <i>Decoupling</i> pada <i>impurity</i> distilat (nC4) dengan <i>disturbance</i> : (a) penambahan komposisi C_2 di <i>feed</i> ; (b) pengurangan komposisi C_2 di <i>feed</i>	68
Gambar 4.44	Simulasi 1DoF IMC tanpa <i>Decoupling</i> pada <i>impurity</i> bottom (iC4) dengan <i>disturbance</i> : (a) penambahan komposisi C_2 di <i>feed</i> ; (b) pengurangan komposisi C_2 di <i>feed</i>	68
Gambar 4.45	Simulasi 1DoF IMC dengan <i>Decoupling</i> pada <i>impurity</i> distilat (nC4) dengan <i>disturbance</i> : (a) penambahan komposisi C_2 di <i>feed</i> ; (b) pengurangan komposisi C_2 di <i>feed</i>	69

Gambar 4.46 Simulasi 1DoF IMC dengan <i>Decoupling</i> pada <i>impurity bottom</i> (iC4) dengan <i>disturbance</i> : (a) penambahan komposisi C ₂ di <i>feed</i> ; (b) pengurangan komposisi C ₂ di <i>feed</i>	69
Gambar 4.47 Simulasi 1DoF IMC dengan Invers <i>Decoupling</i> pada <i>impurity</i> distilat (nC4) dengan <i>disturbance</i> : (a) penambahan komposisi C ₂ di <i>feed</i> ; (b) pengurangan komposisi C ₂ di <i>feed</i>	70
Gambar 4.48 Simulasi 1DoF IMC dengan Invers <i>Decoupling</i> pada <i>impurity bottom</i> (iC4) dengan <i>disturbance</i> : (a) penambahan komposisi C ₂ di <i>feed</i> ; (b) pengurangan komposisi C ₂ di <i>feed</i>	70
Gambar 4.49 Simulasi 2DoF IMC tanpa <i>Decoupling</i> pada <i>impurity</i> distilat (nC4) dengan <i>disturbance</i> : (a) penambahan laju alir <i>feed</i> ; (b) pengurangan laju alir <i>feed</i>	74
Gambar 4.50 Simulasi 2DoF IMC tanpa <i>Decoupling</i> pada <i>impurity bottom</i> (iC4) dengan <i>disturbance</i> :(a)penambahan laju alir <i>feed</i> ; (b)pengurangan laju alir <i>feed</i>	75
Gambar 4.51 Simulasi 2DoF IMC dengan <i>Decoupling</i> pada <i>impurity</i> distilat (nC4) dengan <i>disturbance</i> : (a) penambahan laju alir <i>feed</i> ; (b) pengurangan laju alir <i>feed</i>	75
Gambar 4.52 Simulasi 2DoF IMC dengan <i>Decoupling</i> pada <i>impurity bottom</i> (iC4) dengan <i>disturbance</i> : (a) penambahan laju alir <i>feed</i> ; (b) pengurangan laju alir <i>feed</i>	76
Gambar 4.53 Simulasi 2DoF IMC dengan Invers <i>Decoupling</i> pada <i>impurity</i> distilat (nC4) dengan <i>disturbance</i> : (a) penambahan laju alir <i>feed</i> ; (b) pengurangan laju alir <i>feed</i>	76
Gambar 4.54 Simulasi 2DoF IMC dengan Invers <i>Decoupling</i> pada <i>impurity bottom</i> (iC4) dengan <i>disturbance</i> : (a) penambahan laju alir <i>feed</i> ; (b) pengurangan laju alir <i>feed</i>	77
Gambar 4.55 Simulasi 2DoF IMC tanpa <i>Decoupling</i> pada <i>impurity</i> distilat (nC4) dengan <i>disturbance</i> : (a) penambahan komposisi C ₂ di <i>feed</i> ; (b) pengurangan komposisi C ₂ di <i>feed</i>	78
Gambar 4.56 Simulasi 2DoF IMC tanpa <i>Decoupling</i> pada <i>impurity bottom</i> (iC4) dengan <i>disturbance</i> : (a) penambahan komposisi C ₂ di <i>feed</i> ; (b) pengurangan komposisi C ₂ di <i>feed</i>	79
Gambar 4.57 Simulasi 2DoF IMC dengan <i>Decoupling</i> pada <i>impurity</i> distilat (nC4) dengan <i>disturbance</i> : (a) penambahan komposisi C ₂ di <i>feed</i> ; (b) pengurangan komposisi C ₂ di <i>feed</i>	79

Gambar 4.58 Simulasi 2DoF IMC dengan <i>Decoupling</i> pada <i>impurity bottom</i> (iC4) dengan <i>disturbance</i> : (a) penambahan komposisi C ₂ di <i>feed</i> ; (b) pengurangan komposisi C ₂ di <i>feed</i>	80
Gambar 4.59 Simulasi 2DoF IMC dengan Invers <i>Decoupling</i> pada <i>impurity</i> distilat (nC4) dengan <i>disturbance</i> : (a) penambahan komposisi C ₂ di <i>feed</i> ; (b) pengurangan komposisi C ₂ di <i>feed</i>	80
Gambar 4.60 Simulasi 2DoF IMC dengan Invers <i>Decoupling</i> pada <i>impurity bottom</i> (iC4) dengan <i>disturbance</i> : (a) penambahan komposisi C ₂ di <i>feed</i> ; (b) pengurangan komposisi C ₂ di <i>feed</i>	81
Gambar 4.61 Respon kolom Wood & Berry menggunakan <i>perfect</i> model : (a) <i>Loop</i> 1; (b) <i>Loop</i> 2	83
Gambar 4.62 Respon kolom Wood & Berry menggunakan <i>unperfect</i> model : (a) <i>Loop</i> 1; (b) <i>Loop</i> 2	83
Gambar 4.63 Respon kolom Wood & Berry : (a) <i>Loop</i> 1; (b) <i>Loop</i> 2	84
Gambar 4.64 Hasil respon : (a) tanpa <i>decoupling</i> ; (b) dengan <i>decoupling</i> (pendekatan <i>lead-lag</i> unit)	86

DAFTAR TABEL

Tabel 4.1 Perbandingan <i>single condenser</i> dan <i>dual condenser</i>	31
Tabel 4.2 Validasi Simulasi <i>Steady State</i>	33
Tabel 4.3 Hasil <i>Sensitivity Test</i>	34
Tabel 4.4 Data <i>Sizing</i> Alat	34
Tabel 4.5 Variabel Pengendalian pada <i>De-isobutanizer Dual Condenser</i>	35
Tabel 4.6 Parameter Pengendali	36
Tabel 4.7 <i>Worst Case</i> Model	61
Tabel 4.8 Parameter Mp	62
Tabel 4.9 Nilai GM	73
Tabel 4.10 IAE pada <i>Aspen Dynamic</i> dengan <i>disturbance</i> laju alir <i>feed</i>	86
Tabel 4.11 IAE pada <i>Aspen Dynamic</i> dengan <i>disturbance</i> komposisi C ₂ di <i>feed</i>	86
Tabel 4.12 IAE pada 1DoF IMC dengan <i>disturbance</i> laju alir <i>feed</i>	87
Tabel 4.13 IAE pada 1DoF IMC dengan <i>disturbance</i> komposisi C ₂ di <i>feed</i>	87
Tabel 4.14 IAE pada 2DoF IMC dengan <i>disturbance</i> laju alir <i>feed</i>	87
Tabel 4.15 IAE pada 2DoF IMC dengan <i>disturbance</i> komposisi C ₂ di <i>feed</i>	88
Tabel 4.16 Hasil IAE Wood & Berry dengan Pengendali 1DoF IMC	88
Tabel 4.17 Hasil IAE Wood & Berry dengan Pengendali 2DoF IMC	88

DAFTAR NOTASI

d	Input gangguan
G_c	Fungsi transfer pengendali
G_{c1}	Fungsi transfer pengendali <i>setpoint</i>
G_{c2}	Fungsi transfer pengendali gangguan
G_d	Fungsi transfer gangguan
G_p	Fungsi transfer proses
G_{pm}	Fungsi transfer model
k	Gain proses
s	Domain laplace
S	<i>Sensitivity function</i>
T	<i>Complementary sensitivity function</i>
y	Output
y_{sp}	<i>Setpoint</i>
α	<i>Lead constant</i> dari pengendali gangguan
λ	<i>Filter time constant</i>
θ	<i>Time delay</i>
τ	<i>Time constant</i> proses
ω	Frekuensi

BAB 1

PENDAHULUAN

1.1 Latar Belakang

Industri kimia mengolah bahan baku menjadi produk dalam kapasitas yang sangat besar dan diperlukan tingkat keamanan yang sangat tinggi karena berbahaya, sehingga membutuhkan pengendalian proses yang lebih baik. Setiap unit operasi perlu kondisi operasi yang berbeda – beda dimana satu unit dengan unit yang lain seringkali saling mempengaruhi atau berinteraksi. Bahkan dalam satu unit proses, antar variabel satu dengan variabel yang lain saling berinteraksi.

Interaksi antara variabel input dan variabel output menyebabkan sulitnya mendesain *controller* MIMO. Terdapat dua pendekatan untuk mengendalikan proses MIMO yaitu menggunakan *multiple single input single output* (SISO) untuk membentuk sistem kontrol *multiloop* dan menggunakan pengendali multivariabel [1]. Pada interaksi yang sederhana dapat menggunakan sistem SISO dengan *tuning* PID. Namun, untuk menghasilkan produk dengan kualitas yang tinggi, interaksi harus diperhatikan terutama pada proses dengan interaksi yang kuat [2]. Oleh karena itu sistem pengendalian SISO tidak bisa mengatasi permasalahan pengendalian yang mempunyai interaksi yang sangat kuat, sehingga diperlukan sistem pengendalian multivariabel yang handal.

Banyak metode yang telah dikembangkan untuk menangani interaksi antar *loop*, termasuk metode *detuning*, metode optimasi, dan metode *relay autotuning*. Kelebihan dari strategi kontrol tersebut dapat dengan mudah diimplementasikan dan dipahami. Namun terdapat kekurangan yaitu tidak memberikan kinerja yang baik apabila interaksinya sangat kuat [2].

Decoupling control merupakan salah satu kontrol yang efektif untuk mengatasi masalah interaksi. Peran *decoupler* adalah untuk menguraikan proses multivariabel menjadi serangkaian sub sistem *single loop* yang independen [3]. Tipe *decoupling* yaitu statis, ideal, dan *simplified decoupling*. Terdapat skema *decoupling* lain yaitu *inverted decoupling* dimana struktur pengendali ini kebalikan dari *ideal decoupling* [2].

Luyben (1970) [4] membandingkan dua jenis *decoupling* yaitu *ideal decoupling* dan *simplified decoupling* yang digunakan untuk mengontrol komposisi produk atas dan bawah pada kolom distilasi biner. *Ideal decoupling* memberikan hasil yang tidak stabil pada kolom dengan kemurnian yang tinggi sedangkan pada *simplified decoupling* memberikan hasil yang efektif, stabil, dan tidak ada interaksi antar *loop* serta mudah diimplementasikan. Liu (2006) [5] mengusulkan metode *decoupling* pada struktur IMC standar untuk proses *Two Input Two Output* (TITO) dengan waktu tunda. Metode ini menggunakan sistem diagonal matriks transfer. Struktur tersebut mampu melakukan pengaturan *decoupling* pada sistem biner. Kasus pengendalian kolom distilasi *Wood-Berry* merupakan contoh simulasi yang digunakan dan menunjukkan hasil yang baik. Huang (2006) [1] mengusulkan sebuah struktur kontrol 2DoF dengan penambahan *decoupling*. Hal ini mampu mengatasi pelacakan *set point* dan penolakan gangguan. Namun, perhitungan yang digunakan cukup rumit karena terdapat lebih dari dua matriks pengendali yang *dituning* dengan algoritma iterasi numerik. Liu (2007) [6] menggunakan *simplified decoupling* pada struktur kontrol 2DoF yang tidak memerlukan perhitungan yang signifikan dan mampu mengatasi pelacakan *set point* dan penolakan gangguan secara terpisah.

Selain interaksi, *time delay* juga sangat umum dijumpai pada proses *multi input multi output* (MIMO). Adanya *time delay* bisa menjadi hambatan yang serius pada proses operasi [7]. Sehingga diperlukan *controller* yang bisa mengatasi *time delay* pada proses. IMC telah terbukti sebagai metode yang efektif untuk mengatasi masalah *time delay* [8]. IMC merupakan metode pengendalian yang bergantung pada ketepatan suatu model dari suatu proses. Hal ini menjadi pedoman dalam mendesain sistem pengendalian yang stabil dan *robust*. Pada pengendali IMC, model dari suatu proses digunakan untuk menghitung nilai variabel kontrol dimana model dihubungkan secara paralel dengan proses yang sebenarnya sehingga perbandingan antara model dan proses bisa diperoleh [9]. *Internal Model Control* standar memang dapat memberikan hasil yang sangat baik untuk *servo problem* (perubahan *set point*) namun pada *regulatory problem* (penolakan gangguan) ternyata masih memberikan respon yang lambat, sehingga dikembangkan *two degree of freedom* IMC oleh Morari & Zafiriou (1982) [10] untuk dapat mengatasi

kedua masalah tersebut dengan baik, hanya saja proses *tuning*-nya menjadi sedikit lebih kompleks.

Juwari (2013) [11] mengembangkan metode *tuning* untuk *two degree of freedom* (2DoF) IMC yang mengimplementasikan prinsip-prinsip analisa kestabilan yaitu kriteria *Maximum Peak* dan *Gain Margin* (Mp-GM) untuk mendapatkan parameter pada *Internal Model Control*. Metode tersebut diujikan untuk beberapa proses orde satu hingga orde tinggi yang prosesnya mengandung *parametric uncertainty* dan memberikan hasil pengendalian yang sangat baik. Dinny (2014) mengembangkan metode *tuning* Mp-GM 2DoF IMC pada sistem dengan variabel MIMO pada beberapa kasus pengendalian kolom distilasi. Metode *tuning* tersebut memberikan hasil yang lebih baik dari pengendali PI-BLT, IMC-Rivera dan IMC-Skogestad dilihat dari *Integral Absolute Error* yang lebih kecil. Zahrotul (2016) mengimplementasikan metode *tuning* Mp-GM 2DoF IMC pada *quadruple tank* modifikasi III untuk fase minimum dan non minimum. Metode *tuning* tersebut memberikan hasil yang baik untuk pengendali temperatur bila dibandingkan dengan menggunakan pengendali PID konvensional.

Pada penelitian ini akan mempelajari penggunaan IMC dan 2DoF IMC dengan metode *tuning* Mp-GM dengan penambahan *decoupling* untuk mengatasi masalah interaksi dan *time delay*. Metode ini akan diaplikasikan pada kolom distilasi *de-isobutanizer dual condenser*.

1.2 Rumusan Masalah

1. Bagaimana respon pengendalian IMC tanpa *decoupling*, *decoupling* IMC, dan *invers decoupling* IMC dengan *tuning* menggunakan metode Mp yang diaplikasikan pada kolom distilasi *de-isobutanizer dual condenser*.
2. Bagaimana respon pengendalian 2DoF IMC tanpa *decoupling*, *decoupling* 2DoF IMC, dan *invers decoupling* 2DoF IMC dengan *tuning* menggunakan metode Mp-GM yang diaplikasikan pada kolom distilasi *de-isobutanizer dual condenser*.

1.3 Batasan Masalah

Untuk memfokuskan penyelesaian masalah pada penelitian tugas akhir ini diperlukan beberapa batasan masalah diantaranya sebagai berikut:

1. Simulasi dilakukan pada sistem dengan fungsi transfer *first order plus dead time* (FOPDT).
2. Proses *Multi Input Multi Output* yang ditinjau adalah proses dengan karakteristik *square matrix* (2×2).
3. Nilai – nilai parameter didapat dengan menggunakan program MATLAB R2013a, simulasi proses menggunakan *Simulink*, dan pemodelan sistem dinamika kolom *de-isobutanizer dual-condenser* dengan menggunakan software Aspen Plus v10.0.

1.4 Tujuan Penelitian

Berdasarkan pemaparan latar belakang dan rumusan masalah di atas tujuan dari pelaksanaan penelitian ini adalah sebagai berikut:

1. Mensimulasikan dinamika dan karakteristik proses de-isobutanizer *dual-condenser*.
2. Mengembangkan dan menganalisa aplikasi *decoupling* IMC dan *invers decoupling* IMC yang *dituning* menggunakan metode Mp pada sistem MIMO.
3. Mengembangkan dan menganalisa aplikasi *decoupling* 2DoF IMC dan *invers decoupling* 2DoF IMC yang *dituning* menggunakan metode Mp-GM pada sistem MIMO.
4. Mengetahui dan membandingkan respon pengendali IMC tanpa *decoupling*, *decoupling* IMC, dan *invers decoupling* IMC pada konfigurasi kolom de-isobutanizer *dual-condenser*.
5. Mengetahui dan membandingkan respon pengendali 2DoF IMC tanpa *decoupling*, *decoupling* 2DoF IMC, dan *invers decoupling* 2DoF IMC pada konfigurasi kolom de-isobutanizer *dual-condenser*.

1.5 Manfaat Penelitian

Beberapa manfaat yang dapat diambil dari penelitian ini adalah sebagai berikut :

1. Mengetahui bagaimana mengaplikasikan *decoupling* IMC dan *invers decoupling* IMC yang *dituning* menggunakan metode Mp pada sistem MIMO.

2. Mengetahui bagaimana mengaplikasikan *decoupling* 2DoF IMC dan *invers decoupling* 2DoF IMC yang *dituning* menggunakan metode Mp-GM pada sistem MIMO.
3. Mengetahui bagaimana struktur pengendalian *decoupling* IMC, *invers decoupling* IMC, *decoupling* 2DoF IMC, dan *invers decoupling* 2DoF IMC pada sistem MIMO.
4. Mengetahui bagaimana respon *decoupling* IMC, *invers decoupling* IMC, *decoupling* 2DoF IMC, dan *invers decoupling* 2DoF IMC pada konfigurasi kolom de-isobutanizer.

Halaman ini sengaja dikosongkan

BAB 2

KAJIAN PUSTAKA DAN DASAR TEORI

2.1 Teori *Model Based Control*

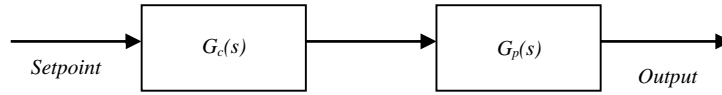
Model based control merupakan istilah yang banyak digunakan untuk algoritma *model predictive control* (MPC). *Model prediktif control* merupakan teknik kontrol praktis yang kuat selama dekade terakhir. Kekuatannya terletak pada penggunaan data *step respon* dan dapat menangani kendala secara eksplisit melalui optimasi *online*. Berbagai teknik MPC seperti *dynamic matrix control* (DMC), *model algorithmic control* (MAC), dan *internal model control* (IMC) telah menunjukkan efektifitas dalam aplikasi industri. Model proses dan *reference trajectory* adalah dua karakteristik paling penting dari algoritma kontrol berbasis model seperti *generic model control* (GMC). Aplikasi yang menarik juga diusulkan berdasarkan metode *neural model predictive control* (NMPC) yang digunakan untuk proses MIMO [12].

Analisa proses menggunakan model *steady state* neraca massa dan neraca energi, sedangkan kontrol proses menggunakan model *cause and effect* linier, dinamik, dan proses optimisasi menggunakan model *steady state* dan linier. Ada beberapa kelemahan utama dalam penggunaan model yaitu selalu ada beberapa ketidaksesuaian pada berbagai model. Kelebihan menggunakan model dalam strategi pengendalian adalah dapat memodelkan perilaku non linier dari proses secara tepat, memiliki parameter yang lebih sedikit, dapat diperoleh dari studi desain, dan model juga dapat digunakan untuk studi optimasi [12].

2.2 Internal Model

Filosofi dari *Internal Model Control* didasarkan pada Prinsip Internal Model yang menyatakan bahwa “pengendalian yang baik dapat dicapai apabila sistem pengendalian memiliki informasi mengenai proses yang akan dikendalikan baik secara eksplisit maupun implisit”.

Bila skema pengendalian didesain berdasarkan model proses yang tepat, maka secara teoritis memungkinkan didapatkan hasil pengendalian yang sempurna (*perfect control*). Prinsip dari *Internal Model* dapat dilihat pada gambar di bawah ini:



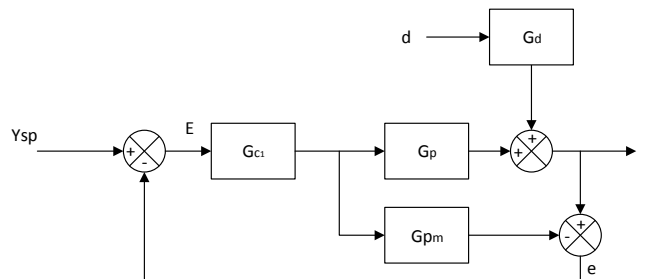
Gambar 2.1 Strategi pengendali *open loop*

Pada gambar di atas, pengendali $G_c(s)$ digunakan untuk mengendalikan proses $G_p(s)$, $\check{G}_p(s)$ adalah model dari $G_p(s)$. Dengan membuat $G_c(s)$ sebagai *inverse* dari $\check{G}_p(s)$:

$$G_c(s) = \check{G}_p(s)^{-1} \quad (1)$$

Apabila $G_p(s) = \check{G}_p(s)$, (model merupakan representasi dari proses), maka *output* pasti akan sama dengan *setpoint*. Dengan demikian tanpa harus mengukur variabel keluaran (memasang struktur *feedback*), performa kontrol ideal akan dicapai apabila pengendali mengandung informasi tentang proses yang akan dikontrol. Pengukuran variabel keluaran hanya diperlukan apabila ada informasi dari proses yang tidak akurat atau tidak diketahui.

Pada kenyataannya, ketidaksesuaian model dengan proses yang ada adalah hal yang umum terjadi. Model tidak akan selalu bisa mewakili proses secara utuh karena proses sering terpengaruh banyak gangguan yang tidak dapat diidentifikasi, dengan demikian struktur pengendali *open loop* seperti pada gambar diatas tidak dapat menjanjikan tercapainya variabel keluaran sama dengan *setpoint*. Hal tersebut menjadi dasar pengembangan strategi kontrol yang sempurna (*perfect control*) [13]. Berikut merupakan skema strategi *Internal Model Control* secara umum:

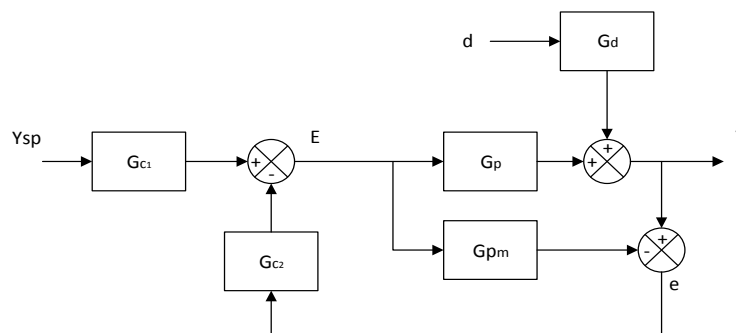


Gambar 2.2 Struktur *Internal Model Control*

2.3 Two Degree-of-freedom IMC

Spesifikasi pengaturan pengendalian standart umumnya menginginkan hasil yang bagus pada pengendalian perubahan set point dan penghilangan gangguan proses (disturbance rejection). Sayangnya pada pengendali conventional 1DoF hanya dapat mengatur 1 parameter pengendalian. Jika parameter yang diinginkan ditetapkan untuk mengatur pengendalian set point tracking maka diperoleh respon yang lambat pada penolakan gangguan, begitu pula sebaliknya. Hal ini mengakibatkan sulitnya tercapai pengendalian yang stabil dan robust secara bersamaan antara pengendalian set point tracking dan penolakan gangguan. Untuk kebanyakan pengendalian single loop, penolakan gangguan lebih diutamakan untuk dicapai terlebih dahulu dibandingkan dengan pengendalian perubahan set point [14]. Untuk menutupi kekurangan tersebut telah dikembangkan sebuah strategi pengendalian sederhana yang digunakan untuk mengatur set point dan menghilangkan gangguan pada proses secara terpisah tanpa saling mempengaruhi. Metode ini disebut dengan strategy pengendalian two degree of freedom (2DoF) [15].

Morari dan Zafiriou mencoba mengatasi masalah tersebut dengan mengembangkan Two Degree of Freedom-Internal Model Control (2DoF-IMC) [10]. Yang dimaksud dengan two degree of freedom controller disini adalah strategi kontrol dimana memungkinkan untuk mendesain pengendali secara terpisah untuk setpoint tracking dan disturbance rejection. Berikut adalah skema 2DoF-IMC [16]:



Gambar 2.3 Struktur Two Degrees of Freedom Internal Model Control.

Pada Gambar 2.3 terlihat bahwa pada 2DoF-IMC pengendali setpoint (G_{c1}) didesain secara openloop dan pengendali gangguan (G_{c2}) didesain secara feedback. Algoritma G_{c1} dan G_{c2} dirumuskan sebagai berikut:

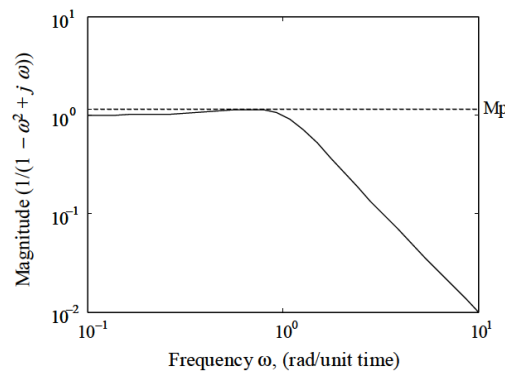
$$G_{c1} = \frac{1}{k} \frac{\tau s + 1}{\lambda_1 s + 1} \quad (2)$$

$$G_{c2} = G_{c1} \frac{1}{k} \frac{\tau s + 1}{\lambda_2 s + 1} \quad (3)$$

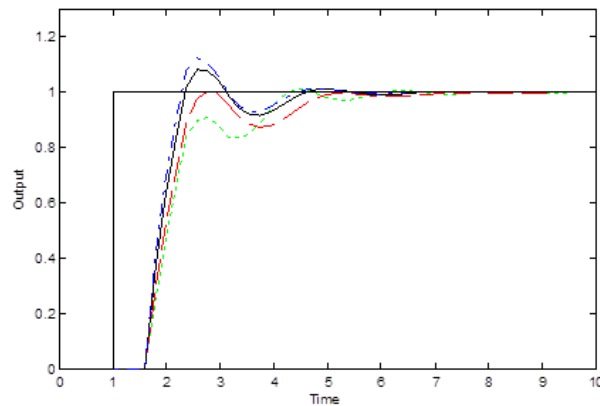
Dimana k adalah gain proses, τ adalah time constant proses dan α adalah parameter untuk pengendali gangguan (G_{c2}). Parameter-parameter tersebut akan dapat dengan mudah didapat apabila tidak ada error pada model. Namun, apabila model yang dibuat memiliki ketidak-tetapan, maka semua model yang dirumuskan akan selalu mengandung ketidak-akuratan dan setting parameter-parameter tersebut akan menjadi lebih sulit. Sumber ketidak-tetapan tersebut dapat berupa variasi parameter asli yang mempengaruhi kondisi operasi di pabrik, proses yang memang memiliki sifat nonlinear, ataupun perbedaan kondisi nyata dengan model matematika yang dibuat. Oleh karena itu, beberapa peneliti mencoba mengembangkan metode tuning yang juga dapat memberikan hasil pengendali yang baik meskipun digunakan pada proses yang memiliki ketidak-tetapan. Salah satunya adalah penelitian yang dilakukan oleh Juwari dkk dimana beliau menggunakan prinsip-prinsip dasar analisa kestabilan yaitu kriteria Maximum Peak (Mp) dan Gain Margin (GM) [11].

2.3.1 Maximum Peak (Mp)

Maximum Peak (Mp) didefinisikan sebagai magnituda maksimum dari frekuensi respon sistem lintas tertutup. Mp sendiri merupakan salah satu prinsip analisa kestabilan dimana memberikan indikasi kestabilan suatu sistem. Berikut gambar 2.4 untuk frekuensi respon dan gambar 2.5 untuk respon nilai Mp di bawah ini.



Gambar 2.4 Frekuensi respon dari sistem orde dua.



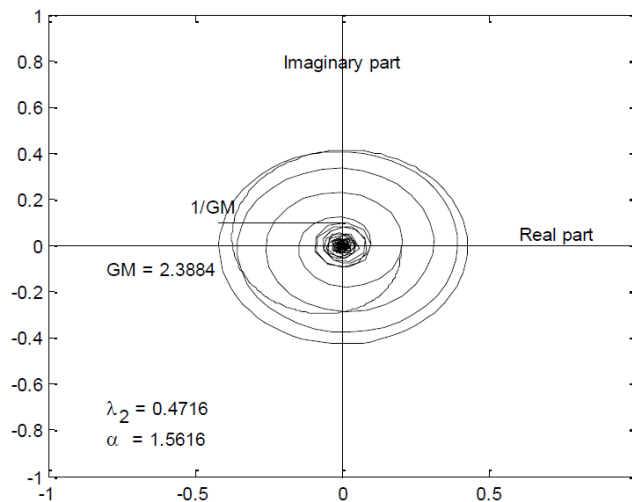
--- $M_p = 1$, $OS = 1.0026$; — $M_p = 1.05$, $OS = 1.0810$;
 - - - $M_p = 1.1$, $OS = 1.1235$

Gambar 2.5 Korelasi nilai M_p terhadap overshoot maksimum respon step.

Nilai M_p yang besar menunjukkan maksimum overshoot yang besar pada respon step. Pada umumnya, nilai M_p pada suatu sistem pengendali yang dapat diterima harus pada range 1 - 1,5 [17]. Nilai M_p yang kecil menunjukkan efek pengendalian yang lambat, sedangkan nilai M_p yang besar menyebabkan maksimum overshoot yang besar pula dan dapat memicu respon yang tidak stabil, sehingga menurut Brosilow dan Joseph nilai M_p yang optimal adalah 1,05, dengan nilai M_p tersebut akan didapatkan overshoot maksimum sebesar 10% [18].

2.3.2 Gain Margin (GM)

Gain margin merupakan salah satu spesifikasi pada frekuensi respon untuk menentukan kestabilan suatu proses pengendalian. Gain Margin adalah fungsi transfer lintas terbuka (Gol) yang dipresentasikan dalam Nyquist Plot. Pada Nyquist plot tersebut, kestabilan suatu sistem lintas tertutup pada frekuensi respon dapat dicapai apabila Gol tidak melingkari titik $(-1, j0)$ [17]. Kriteria Gain Margin sendiri sudah banyak dipakai dalam tuning pengendali. Nilai GM yang umum dipakai pada pengendali yang baik berkisar antara 1,7 – 4 [14]. Penelitian terbaru oleh Juwari dkk menggunakan parameter Integral Absolute Error (IAE) menunjukkan bahwa nilai GM optimal adalah 2,4 terlihat pada gambar 2.6. Karena dengan nilai GM 2,4 memberikan nilai IAE yang paling kecil [11].

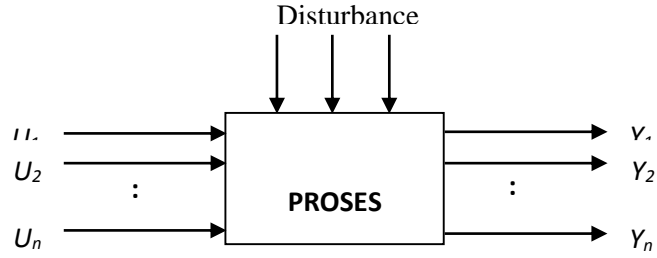


Gambar 2.6 Interpretasi Gain Margin sistem FOPTD pada Nyquist plot

2.4 Sistem Multi Input Multi Output (MIMO)

Sebuah sistem pengendalian dapat dibedakan berdasarkan jumlah *controlled variable* dan *manipulated variable*. System pengendalian dapat dikatakan *multi input – multi output* (MIMO) apabila jumlah *controlled variable* dan *manipulated variable* lebih dari satu. Karakteristik utama dari pengendalian MIMO adalah adanya interaksi proses, dimana tiap *manipulated variable* dapat mempengaruhi semua *controlled variable* [14].

Skema yang menunjukkan sistem pengendalian MIMO dapat dilihat pada Gambar 2.7, dimana asumsi yang diambil adalah jumlah variabel yang dikendalikan (Y) sama dengan jumlah variabel yang dimanipulasi (U). Sistem pengendalian MIMO lebih kompleks daripada sistem pengendalian *single input single output* (SISO), karena adanya interaksi proses yang terjadi antara *controlled variable* dan *manipulated variable*. Umumnya, perubahan dari variabel yang dimanipulasi, misalkan U_1 , akan mempengaruhi semua variabel yang dikendalikan Y_1, Y_2, \dots, Y_n . Karena ada interaksi proses, pemilihan konfigurasi pairing pengendali dari *controlled variable* dan *manipulated variable* yang paling efektif untuk skema *multiloop control* menjadi semakin sulit. Untuk permasalahan pengendalian dengan n variabel yang dikendalikan dan yang dimanipulasi, maka ada $n!$ kemungkinan konfigurasi *multiloop control* [14] yang ditunjukkan pada Gambar 2.7.



Gambar 2.7 Proses multivariabel dengan jumlah variabel manipulasi n dan jumlah variabel kontrol n .

Sistem pengendali 2x2 yang ditunjukkan oleh Gambar 2.7, karena mempunyai 2 *controlled variable* dan 2 *manipulated variable*, maka memerlukan empat fungsi transfer proses untuk melengkapi karakteristik proses dinamik, yaitu:

$$\frac{Y_1(s)}{U_1(s)} = G_{11}(s) \quad \frac{Y_1(s)}{U_2(s)} = G_{12}(s) \quad (4)$$

$$\frac{Y_2(s)}{U_1(s)} = G_{21}(s) \quad \frac{Y_2(s)}{U_2(s)} = G_{22}(s)$$

Dimana G_{ij} merupakan transfer fungsi yang menghubungkan variabel yang dimanipulasi U_i dengan variabel yang dikendalikan Y_j . Persamaan-persamaan simultan yang menghubungkan antara input dengan output diatas dapat dinyatakan dalam bentuk sebagai berikut :

$$Y_1(s) = G_{11}(s)U_1(s) + G_{12}(s)U_2(s) \quad (5)$$

$$Y_2(s) = G_{21}(s)U_1(s) + G_{22}(s)U_2(s)$$

Atau dapat ditulis dalam bentuk matriks seperti berikut :

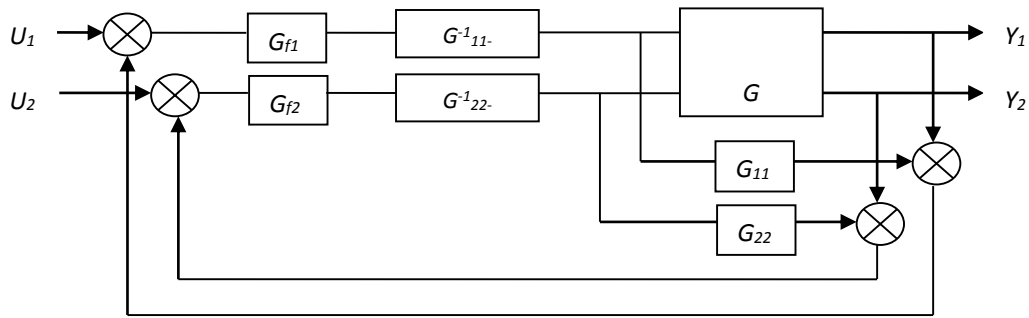
$$\begin{bmatrix} Y_1(s) \\ Y_2(s) \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} G_{11}(s) & G_{12}(s) \\ G_{21}(s) & G_{22}(s) \end{bmatrix} \begin{bmatrix} U_1(s) \\ U_2(s) \end{bmatrix} \quad (6)$$

2.5 Multi Input Multi Output IMC

Teknik mendesain pengendalian untuk sistem MIMO mengindikasikan bahwa hasil yang baik akan dapat dicapai apabila sistem tersebut dibagi ke dalam

pasangan-pasangan variabel masukan dan keluaran, dan sebuah pengendali digunakan untuk mengontrol masing-masing pasangan tersebut (strategi multiloop). Dengan menggabungkan karakteristik IMC dengan strategi multiloop tersebut, maka akan menghasilkan sebuah prosedur desain pengendali yang simpel namun efektif. Permasalahan umum dalam faktorisasi, inversi, dan penentuan filter dalam mendesain multivariable IMC telah diinvestigasi secara detail oleh [19]. Perhitungan komputasional dalam implementasinya terhadap G_c sangat disarankan seiring dengan bertambahnya dimensi sistem yang harus dikendalikan [20].

Untuk mengendalikan suatu sistem MIMO dengan IMC yaitu dengan memilih pengendali G_c dan model proses \check{G} sebagai diagonal matriks transfer. Berikut gambar 2.8 adalah blok diagramnya:



Gambar 2.8 Struktur blok diagram IMC sistem 2 x 2.

Konsep yang mendasari penanganan *multiloop* oleh pengendali IMC adalah dengan menggunakan *on-diagonal* model. Namun apabila hanya digunakan fungsi transfer *on-diagonal*-nya saja maka tentu akan menyebabkan adanya *modelling error* pada desain. Oleh karena itu parameter yang ada pada filter harus dikurangi hingga tercapai kondisi stabil, yang tentunya akan menjadikan parameter filter tersebut menjadi kunci dalam mendesain *multivariable* IMC. Dengan asumsi bahwa konfigurasi pairing telah ditentukan, maka:

$$G = \begin{bmatrix} g_{11} & \cdots & g_{1n} \\ g_{21} & g_{22} & \cdots \\ g_{n1} & \cdots & g_{nn} \end{bmatrix}$$

Sehingga model proses untuk *multiloop* IMC:

$$\check{G} = \text{diag}[g_{11}, g_{22}, \dots, g_{nn}] \quad (7)$$

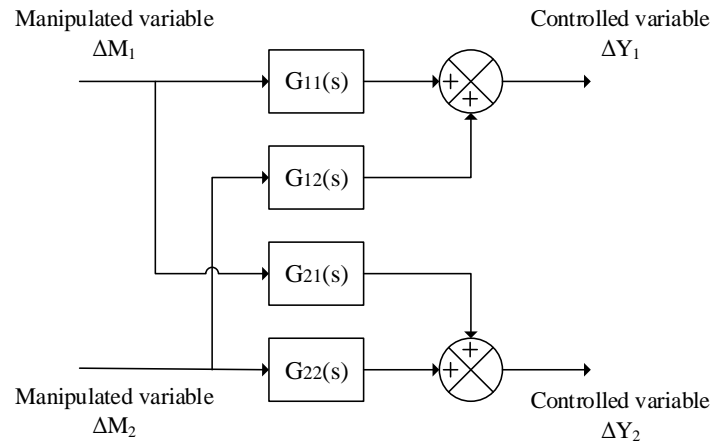
Dan pengendali *multiloop* IMC-nya [20]:

$$G_c = \text{diag}[g_{11}, g_{22}, \dots, g_{nn}] \quad (8)$$

$$g_{ci} = g_{ii}^{-1} f_i \quad i = 1, 2, \dots, n \quad (9)$$

2.6 MIMO Decoupling

Metode *decoupling* adalah suatu metode untuk menghilangkan interaksi kontrol lain dari suatu sistem MIMO, sehingga sistem tersebut seakan-akan bekerja sebagaimana sistem SISO.



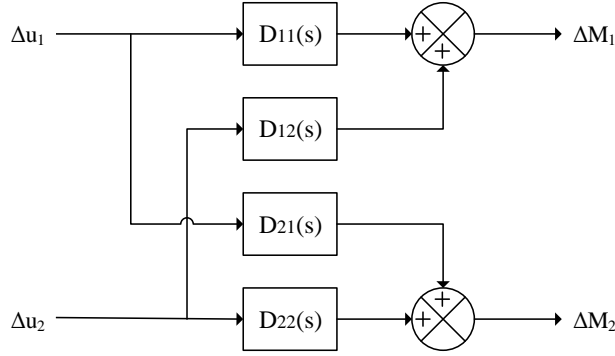
Gambar 2.9 Blok diagram sistem pengendalian 2×2

Pada prinsipnya, sistem interaksi dua variabel yang ditunjukkan pada gambar 2.9 dapat ditulis :

$$\Delta Y_1(s) = G_{11}(s)\Delta M_1(s) + G_{12}(s)\Delta M_2(s) \quad (10)$$

$$\Delta Y_2(s) = G_{21}(s)\Delta M_1(s) + G_{22}(s)\Delta M_2(s) \quad (11)$$

Input decoupler adalah dua variabel manipulasi fiktif Δu_1 dan Δu_2 dan *outputnya* adalah dua variabel manipulasi nyata ΔM_1 dan ΔM_2 seperti yang ditunjukkan pada gambar 2.10 Pada perancangan *decoupler*, u_1 hanya mempengaruhi Y_1 dan u_2 hanya mempengaruhi Y_2 .



Gambar 2.10 Skema *decoupler* 2×2

Pada gambar 2.10 dapat dilihat bahwa persamaan *decoupler* dapat ditulis sebagai :

$$\Delta M_1(s) = D_{11}(s)\Delta u_1(s) + D_{12}(s)\Delta u_2(s) \quad (12)$$

$$\Delta M_2(s) = D_{21}(s)\Delta u_1(s) + D_{22}(s)\Delta u_2(s) \quad (13)$$

Untuk memudahkan dalam merancang *decoupler*, ditentukan $D_{11}(s) = D_{22}(s) = 1$.

Sehingga persamaan *decoupler* menjadi :

$$\Delta M_1(s) = \Delta u_1(s) + D_{12}(s)\Delta u_2(s) \quad (14)$$

$$\Delta M_2(s) = \Delta u_1(s) + D_{22}(s)\Delta u_2(s) \quad (15)$$

Substitusi persamaan (14) dan (15) ke persamaan (12) dan (13) menjadi :

$$\Delta Y_1(s) = (G_{11} + G_{12}D_{21})\Delta u_1 + (G_{11}D_{12} + G_{12})\Delta u_2 \quad (16)$$

$$\Delta Y_2(s) = (G_{21} + G_{22}D_{21})\Delta u_1 + (G_{21}D_{12} + G_{22})\Delta u_2 \quad (17)$$

Pada *decoupling*, ΔY_1 akan dipengaruhi oleh Δu_1 dan ΔY_2 akan dipengaruhi oleh Δu_2 seperti, sehingga persamaan *decoupler* menjadi [21] :

$$D_{12}(s) = -\frac{G_{12}(s)}{G_{11}(s)} \quad (18)$$

$$D_{21}(s) = -\frac{G_{21}(s)}{G_{22}(s)} \quad (19)$$

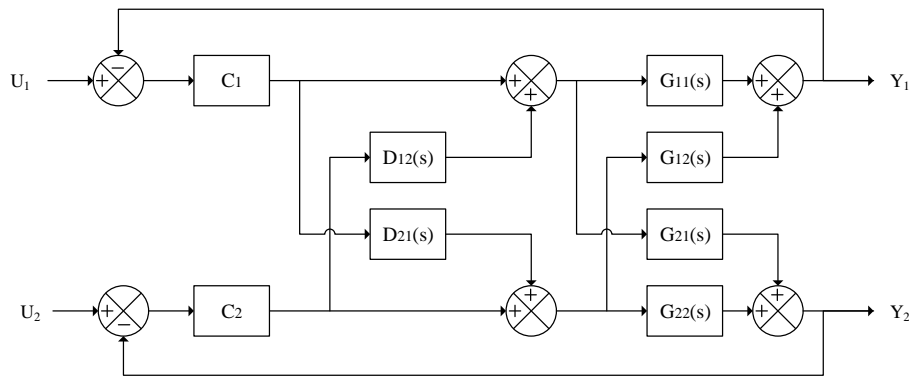
Persamaan (18) dan (19) adalah persamaan decoupling untuk sistem 2x2.

Elemen *decoupling* tidak bisa direalisasikan apabila terdapat bentuk $e^{+T_d s}$ pada transfer fungsi dimana $T_d > 0$. Sehingga terdapat beberapa konfigurasi agar elemen *decoupling* dapat direalisasikan sebagai berikut :

- (1). Bila $T_{d11} \leq T_{d12}$ dan $T_{d22} \leq T_{d21}$ maka P_{12} / P_{11} dan P_{21} / P_{22} *realizable*.
- (2). Bila $T_{d11} \geq T_{d12}$ dan $T_{d22} \geq T_{d21}$ maka P_{12} / P_{11} dan P_{21} / P_{22} *non realizable*, kemudian diubah ke dalam bentuk invers menjadi P_{11} / P_{12} dan P_{22} / P_{21} sehingga menjadi *realizable*.
- (3). Bila $T_{d11} = T_{d12}$ dan $T_{d22} = T_{d21}$ maka *pairing* dari kedua elemen yaitu $\{(P_{12} / P_{11}), (P_{21} / P_{22})\}$ dan $\{(P_{11} / P_{12}), (P_{22} / P_{21})\}$ *realizable*.
- (4) Bila tidak ada elemen yang *realizable* pada masing – masing *pairing* $\{(P_{12} / P_{11}), (P_{21} / P_{22})\}$ dan $\{(P_{11} / P_{12}), (P_{22} / P_{21})\}$ maka *time delay* ditambahkan pada konfigurasi *decoupling*. Terdapat contoh ilustrasi sebagai berikut :

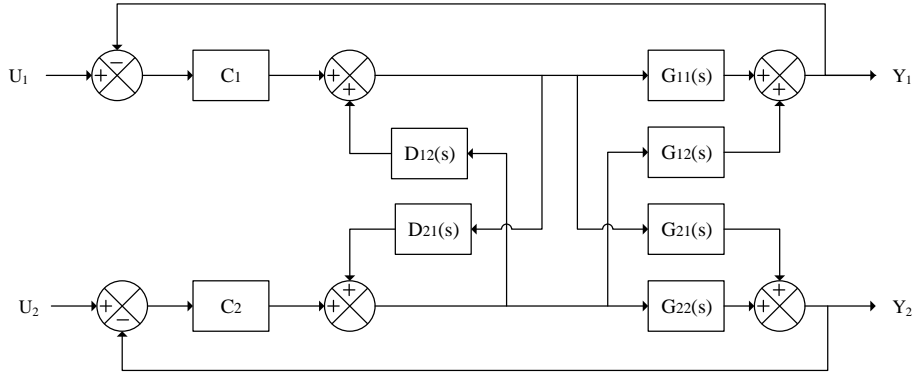
Terdapat $T_{d11} > T_{d12}$ dan $T_{d21} > T_{d22}$ maka *pairing* P_{12} / P_{11} dan P_{21} / P_{22} *non realizable*. *Time delay* $T_{d11} - T_{d12}$ lebih kecil dari $T_{d21} - T_{d22}$ atau bisa ditulis $T_{d21} - T_{d22} > T_{d11} - T_{d12}$ maka *pairing* P_{21} / P_{22} *more non realizable* daripada *pairing* P_{12} / P_{11} , sehingga *time delay* ditambahkan secara seri dengan P_{11} dengan $T_x = T_{d11} - T_{d12}$ [22].

Berikut merupakan struktur *decoupling* dapat dilihat pada gambar 2.11 [22].



Gambar 2.11 Blok Diagram Sistem Pengendalian 2x2 Dengan Decoupling

Alternatif struktur *decoupling* yang lain adalah *invers decoupling* yang berkebalikan dengan struktur *decoupling* pada gambar 2.11. Berikut merupakan struktur *invers decoupling* dapat dilihat pada gambar 2.12.



Gambar 2.12 Blok Diagram Sistem Pengendalian 2x2 Dengan Invers Decoupling

2.7 Analisis Interaksi

Pada tahun 1989, Luyben menjelaskan kompleksitas dalam sistem pengendalian *multiloop* adalah karena adanya interaksi antar *loop* dalam proses yang dikendalikan. Salah satu metode analisis interaksi berdasarkan informasi *steady state* adalah dengan metode *Relative Gain Array* (RGA).

2.7.1 Relative Gain Array (RGA)

Relative Gain Array (RGA) pertama kali dikenalkan oleh Bristol (1966), dan menjadi metode pengukuran interaksi yang paling utama dan paling luas digunakan. Hal ini dikarenakan perhitungan RGA mudah digunakan, hanya membutuhkan informasi *steady state gain* proses saja.

Ada dua cara yang digunakan dalam penghitungan RGA untuk sistem linier persegi yang memiliki fungsi transfer matriks $G(s)$, yaitu metode prinsip pertama dan metode matriks. Untuk metode matriks, jika K adalah matriks gain *steady state* dari fungsi transfer matriks $G(s)$,

$$\lim_{s \rightarrow 0} G(s) = K \quad (20)$$

dimana tiap elemennya adalah K_{ij} , dan jika R adalah matriks transpose dari inverse matriks gain *steady state*,

$$R = (K^{-1})^T \quad (21)$$

dengan elemennya adalah r_{ij} . Sangat memungkinkan untuk menunjukkan tiap elemen RGA dapat ditentukan dari perkalian tiap elemen dua matriks ini.

$$\lambda_{ij} = K_{ij} \cdot r_{ij} \quad (22)$$

Untuk sistem pengendalian 2x2, *gain steady state* matriksnya adalah :

$$K = \begin{bmatrix} K_{11} & K_{12} \\ K_{21} & K_{22} \end{bmatrix} \quad (23)$$

Dan dari perkalian tiap elemen dengan matriks transpose dari inverse matriks K didapatkan :

$$\lambda_{11} = \frac{1}{1 - \frac{K_{12}K_{21}}{K_{11}K_{22}}} \quad (24)$$

$$\lambda_{11} = \frac{K_{11}K_{22}}{K_{11}K_{22} - K_{12}K_{21}} \quad (25)$$

Pada pendekatan RGA, jika λ_{ij} mendekati 0, maka variable yang dimanipulasi memiliki pengaruh yang kecil terhadap variable yang dikontrol. Sebaliknya jika λ_{ij} mendekati 1, maka variable yang dimanipulasi memiliki pengaruh yang besar terhadap variable yang dikontrol. Sehingga metode RGA menganjurkan untuk memilih variabel-variabel yang memiliki harga elemen RGA yang positif dan mendekati 1 [14].

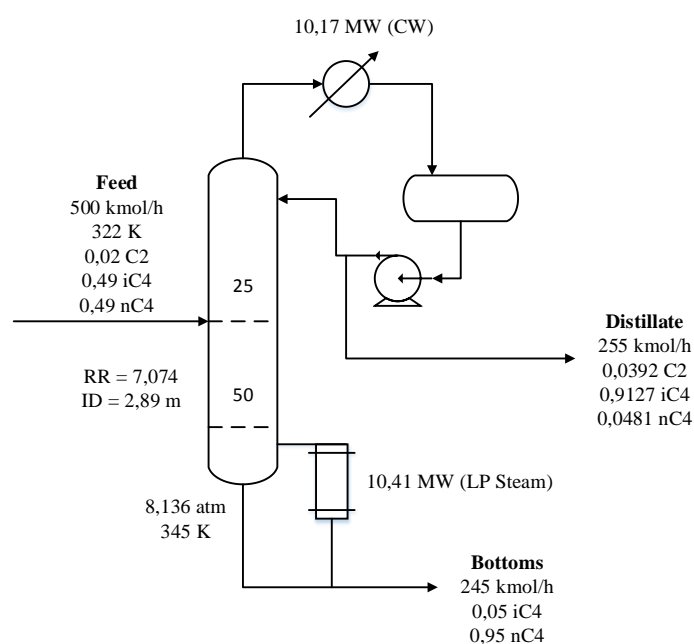
Analisa RGA untuk *multivariable control* diteliti oleh Handogo [23] menyatakan bahwa metode RGA menghasilkan *pairing control* yang baik pada sistem dengan $\tau > 1$ dan $\tau = 1$. Selain itu dilakukan perbandingan RGA antara *steady state* dan *dynamic* pada sistem multiloop control [24]. RGA dapat merekomendasikan pairing yang tepat apabila *gain steady state* lebih besar dan lebih kecil atau sama dengan τ .

2.8 Kolom De-isobutanizer konvensional dan non konvensional

Seiring perkembangan teknologi, muncul strategi baru dalam mendesain kolom distilasi yang lebih murah bila dibandingkan dengan desain kolom distilasi konvensional, yaitu penambahan condenser kedua yang dikenal dengan dual condenser. Penambahan *condenser* kedua atau *refrigerated condenser* yang

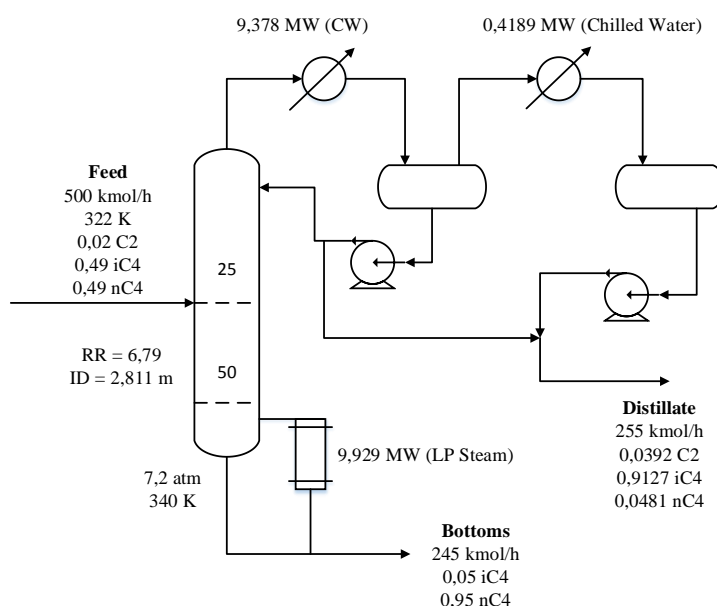
dipasang seri dengan *condenser* utama atau *water-cooled condenser* mempunyai keuntungan ekonomi pada beberapa proses pemisahan [25].

Sistem pengendali yang terdapat pada kolom de-isobutanizer dual condenser adalah system pengendali PID (*Proportional Integral Derivative Control*). Tetapi, pengendali PID tidak dapat sepenuhnya mengatasi kompleksitas proses. Karena PID didesain dengan *feedback structure* sehingga memiliki kelemahan yaitu adanya gangguan baru diketahui setelah pengukuran *output*, sehingga aksi kontrol baru bisa dilakukan setelah gangguan sudah mempengaruhi proses, hal ini tentu menjadi permasalahan yang signifikan apalagi untuk proses dengan *time delay* yang cukup besar. Oleh karena itu dikembangkan *Internal Model Control (IMC)* yang berlandaskan *Model-Based Control* untuk mengatasi kekurangan pada pengendali dengan *feedback structure* tersebut [26].



Gambar 2.13 Kolom distilasi de-isobutanizer konvensional

Gambar 2.13 menunjukkan kolom distilasi de-isobutanizer konvensional. Kolom de-isobutanizer memiliki 51 *stages* dengan komposisi *feed* yaitu 2% mol *ethane*, 49% mol iC₄, and 49% mol nC₄. Laju alir *feed* sebesar 500 kmol/jam dan refluks rasio sebesar 7,074. Spesifikasi produk yaitu *impurity* sebesar 5% mol iC₄ pada produk bawah dan *impurity* sebesar 4,804% mol nC₄ pada distilat. Semua C₂ keluar sebagai distilat dengan komposisi sebesar 3,92% mol C₂. Pada kolom distilasi de-isobutanizer konvensional, beban *condenser* sebesar 10,17 MW sedangkan beban *reboiler* sebesar 10,41 MW. Tekanan pada *condenser* sebesar 7,735 atm.



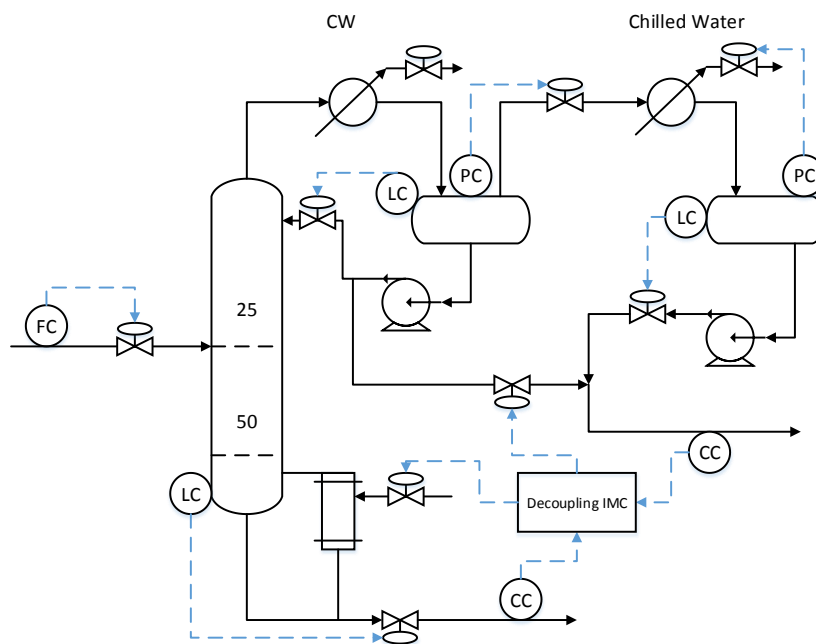
Gambar 2.14 Kolom distilasi de-isobutanizer non konvensional (*dual condenser*)

Gambar 2.14 menunjukkan kolom distilasi de-isobutanizer non konvensional (*dual condenser*). Pada kolom tersebut, beban *condenser* pertama sebesar 9,378 MW, beban *condenser* kedua sebesar 0,4189 MW, dan beban *reboiler* sebesar 9,929 MW. Tekanan pada *condenser* sebesar 6,8 atm. Laju alir *cooling water* pada *condenser* pertama sebesar 41000 kml/jam dan laju alir *chilled water* pada *condenser* kedua sebesar 4000 kmol/jam.

Bila dibandingkan dengan kolom distilasi de-isobutanizer konvensional, kolom distilasi de-isobutanizer *dual condenser* mempunyai beban *condenser* dan beban *reboiler* yang lebih kecil serta tekanan pada *condenser* yang lebih rendah.

Sehingga *dual condenser* memiliki *capital investment*, *total energy cost*, dan *total annual cost* yang lebih rendah bila dibandingkan dengan *single condenser* atau konvensional kolom [25].

Pada penelitian kali ini, kontroler *decoupling IMC* akan digunakan pada proses de-isobutanizer non konvensional (*dual condenser*) yaitu pada *composition control* distilat dan *composition control bottom* sehingga sistem menjadi MIMO 2×2. Berikut merupakan gambar pemasangan controller pada kolom distilasi de-isobutanizer non konvensional (*dual condenser*).

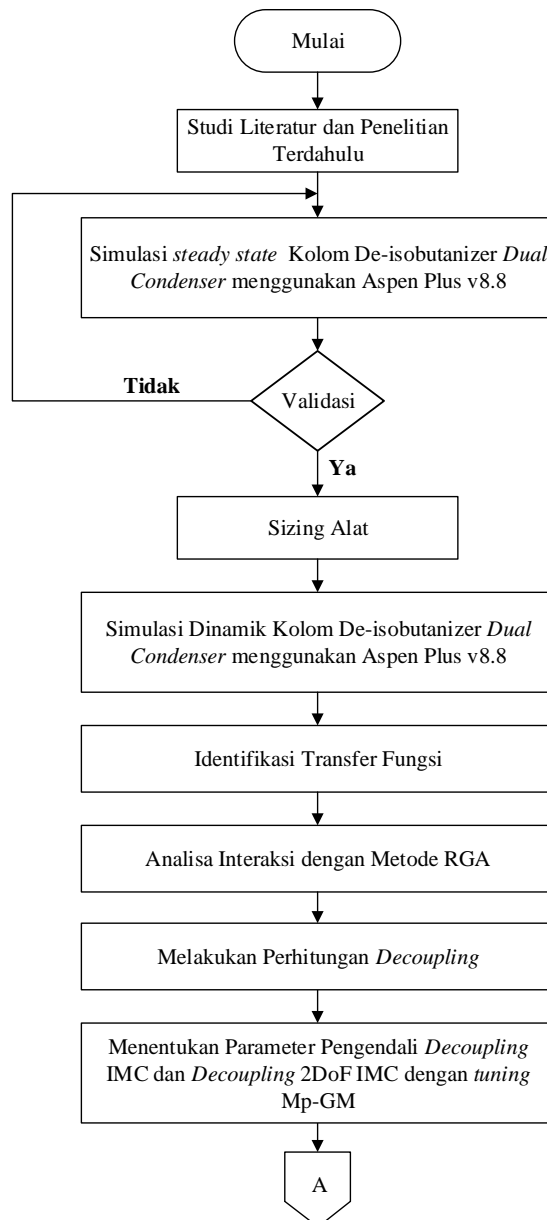


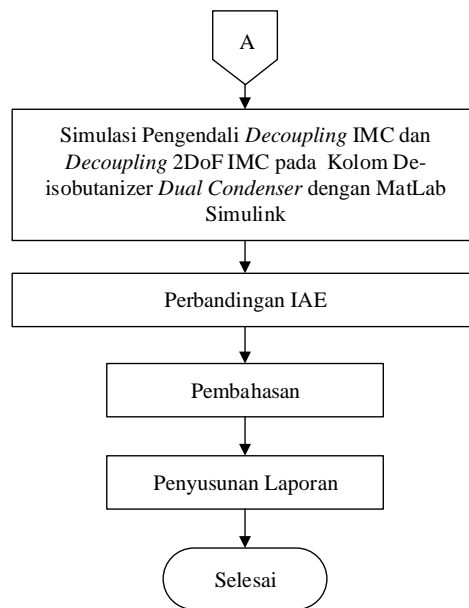
Gambar 2.15 Pemasangan *Controller* pada Kolom distilasi de-isobutanizer non konvensional (*dual condenser*)

BAB 3

METODA PENELITIAN

Pada bab ini berisi tentang metode penelitian yang akan memandu pelaksanaan penelitian. Penelitian ini bertujuan untuk mendapatkan struktur *Decoupling Internal Model Control* dan tuning menggunakan metode Mp-GM dengan case study pada *de-isobutanizer dual condenser*. Tahapan penelitian yang dibuat dalam menyelesaikan topik permasalahan tersebut adalah seperti pada gambar 3.1 berikut :





Gambar 3.1. Diagram alir penelitian

3.1 Simulasi *Steady State* Kolom De-isobutanizer Dual Condenser Menggunakan Aspen Plus v8.8 dan Validasi Hasil Simulasi

Berikut merupakan tahapan simulasi *steady state* :

1. Menyusun struktur PFD di dalam simulasi sesuai PFD yang ada di literatur, yaitu alat utama (kolom distilasi, *condenser*, *reboiler*, *flash drum*, dan sebagainya) dan aliran – aliran pada sistem yang menghubungkan tiap – tiap alat. Model kolom distilasi yang digunakan adalah *radfrac stripper* tanpa *condenser*. *Condenser* yang dipakai merupakan *condenser* eksternal. Dua *condenser* diimplementasikan menggunakan model *HeatX*. Kedua drum menggunakan *flash2* model dengan tipe horizontal drum. Pada simulasi *steady state*, implementasi sistem *dual-condenser* pada aspen plus menggunakan *Chao-Seader physical properties*.
2. Menambahkan *flow changer* berupa *valve* pada tiap aliran. Hal ini diperlukan saat akan diexport ke *mode dynamic*.
3. Melakukan input data tiap aliran dan kondisi operasi tiap peralatan.
4. Melakukan *run* saat data telah dilengkapi. Apabila hasil tidak konvergen, maka perlu mengecek bagian alat atau aliran yang terdapat *warning* atau *error*. Apabila hasil telah konvergen, maka dilakukan validasi data antara hasil simulasi dan literatur.

3.2 Sizing Alat

Setelah tahap simulasi *steady state* dicapai, selanjutnya dilakukan *sizing* peralatan yaitu menentukan spesifikasi peralatan. Hal ini bertujuan untuk memasuki kondisi *dynamic*.

Berikut merupakan tahapan *sizing* :

1. Mengubah mode simulasi ke dalam mode *dynamic*.
2. Memasukkan data *sizing* pada kolom distilasi, *flash drum*, dan sebagainya.

3.3 Simulasi Dinamik Kolom De-isobutanizer *Dual Condenser* Menggunakan Aspen Plus v8.8

Berikut merupakan tahapan simulasi *dynamic* :

1. Pada simulasi *steady state* yang sudah konvergen, mengaktifkan *pressure checker*. Apabila terdapat *warning* dari *pressure checker*, maka dilakukan pengecekan ulang pada simulasi *steady state*, khususnya perubahan tekanan pada tiap – tiap alat. Apabila sudah tidak ada *warning* dari *pressure checker*, maka simulasi *steady state* bisa diexport ke *mode dynamic* dengan memilih *Aspen Plus Dynamics - Pressure Driven*. Aspen akan membuat satu file baru dalam *mode dynamic*.
2. Pada file *dynamic*, dilakukan *setting initialization* terlebih dahulu sebelum dipasang *controller*. Terdapat *inventory control* yang secara *default* sudah terpasang pada aspen *dynamic* yaitu *pressure control* 1 dan 2. Selanjutnya memasang *controller* lain yang belum terpasang. Pada aspen *dynamic*, terdapat 8 *controller* yang dipasang pada kolom *dual-condenser* de-isobutanizer sebagai berikut [25]:
 - a. *Flow control* : mengontrol laju alir *feed*
 - b. *Level control* 1 : mengontrol base level dengan memanipulasi laju alir produk bawah
 - c. *Level control* 2 : mengontrol level pada refluks drum dengan memanipulasi laju alir refluks
 - d. *Level control* 3 : mengontrol level pada *refrigerated drum* dengan memanipulasi laju alir liquid dari *refrigerated drum*
 - e. *Pressure control* 1 : mengontrol tekanan pada refluks drum dengan memanipulasi laju alir yang keluar dari refluks drum

- f. *Pressure control 2* : mengontrol tekanan pada *refrigerated drum* dengan memanipulasi laju alir *chilled water* yang menuju *refrigerated condenser*
 - g. *Composition control* distilat : mengontrol *impurity nC4* pada distilat dengan memanipulasi laju alir distilat dari refluks drum
 - h. *Composition control bottom* : mengontrol *impurity iC4* pada produk bawah dengan memanipulasi *reboiler heat input*.
3. Melakukan tuning pada masing – masing pengendali sesuai literatur [25].
 4. Mengubah *setting initialization* menjadi *dynamic* kemudian di *run*. Kemudian dilakukan pengamatan grafik hasil simulasi untuk melihat apakah *tracking set point* telah tercapai.

3.4 Identifikasi Transfer Fungsi Kolom De-isobutanizer *Dual Condenser*

Identifikasi transfer fungsi dilakukan setelah simulasi berjalan *steady* dan *tracking set point* tercapai.

3.5 Analisa Interaksi dengan Metode RGA

Fungsi transfer yang telah didapat dari *step test*, kemudian diukur interaksinya dengan metode RGA berdasarkan data *steady state gain*. Hasilnya berupa kemungkinan konfigurasi pairing yang diusulkan untuk sistem MIMO 2×2.

3.6 Melakukan Perhitungan *Decoupling*

Setelah transfer fungsi didapatkan, selanjutnya menghitung *decoupling* menggunakan persamaan 18 dan 19 pada bab II.

3.7 Menentukan Parameter Pengendali *Decoupling* IMC dan *Decoupling* 2Dof IMC dengan *Tuning* Mp-GM

Pada *flow control*, *level control 1*, *level control 2*, *level control 3*, *pressure control 1*, dan *pressure control 2* menggunakan pengendali PI seperti pada literature.

Sedangkan untuk *composition control* distilat dan *bottom* menggunakan pengendali 1DoF IMC dan 2DoF IMC.

Ada tiga langkah utama pada metode *tuning* Mp- GM yaitu:

1. Menentukan *worst case* dari model *uncertainty*. Untuk menentukan *worst case*, maka harga deviasi dari fungsi transfer yang diambil adalah sebesar kurang lebih 20%. *Worst case* pada proses model *uncertainty* dapat diidentifikasi melalui nilai terbesar dari *Maximum peaknya* atau nilai

$\max|T(j\omega)|$ dengan membuat *complementary sensitivity function* dari kombinasi harga *gain*, *dead time* dan *time constant* proses. Harga *maximum peak* (M_p) paling tinggi itulah kombinasi harga yang memberikan kasus yang paling sulit dikendalikan (*worst case*).

2. Menentukan parameter pengendalian *set point* (G_{c1}) menggunakan kriteria kestabilan *maximum peak* (M_p). Metode *Mp Tuning* menentukan parameter pengendali sedemikian hingga *complementary sensitivity function* dari masing-masing *loop* dapat bernilai 1.05. Untuk mencari parameter pengendali (λ) dari masing-masing *loop*, harus dicari dulu nilai initial λ yang dihitung tanpa memperhitungkan interaksi, artinya masing-masing *loop* dianggap sebagai *single loop* dengan *complementary sensitivity function* atau $|T(j\omega)|$ sebagai SISO. Kemudian nilai initial λ yang dihitung secara SISO dimasukkan dalam perhitungan $|T(j\omega)|$ MIMO sehingga didapatkan nilai λ untuk pengendali *set point*.
3. Menentukan parameter pengendalian penghilangan gangguan (G_{c2}) menggunakan kriteria kestabilan *gain margin* (GM). Pada metode ini, pengendali G_{c2} masing-masing *loop* didesain dengan fungsi transfer *openloop* untuk masing-masing *loop* secara SISO.

Parameter pengendali yang telah ditentukan, kemudian digunakan dalam simulasi *closed loop*.

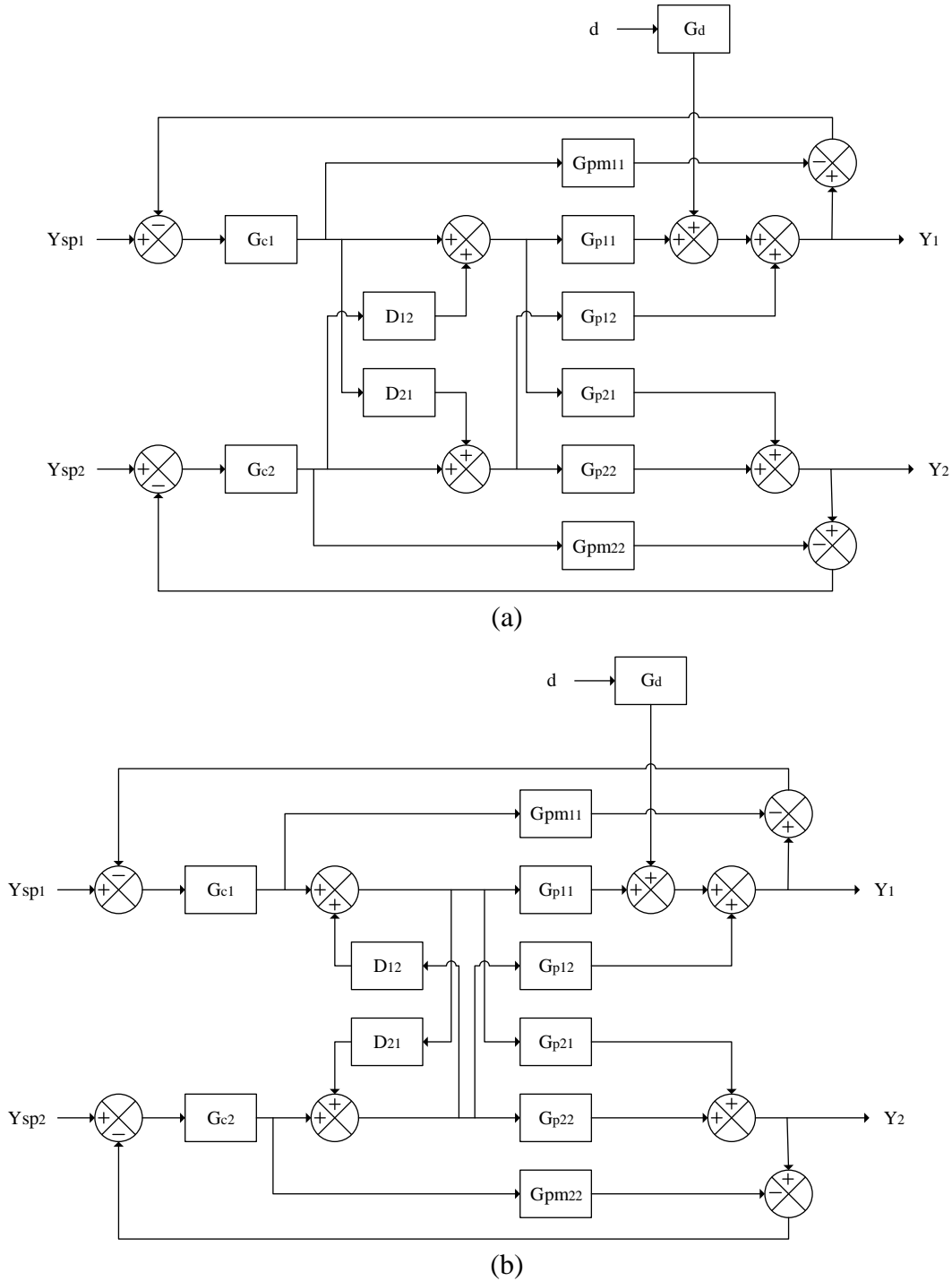
3.8 Simulasi Pengendali *Decoupling* IMC dan *Decoupling* 2DoF IMC pada Kolom De-isobutanizer *Dual Condenser* dengan MATLAB Simulink

Parameter pengendali yang telah ditentukan, kemudian digunakan dalam simulasi *closed loop*. Simulasi *Decoupling* IMC dan *Decoupling* 2DoF IMC menggunakan *software* MATLAB Simulink. Diagram blok untuk *Decoupling* IMC pada gambar 3.2 dan *Decoupling* 2DoF IMC pada gambar 3.3.

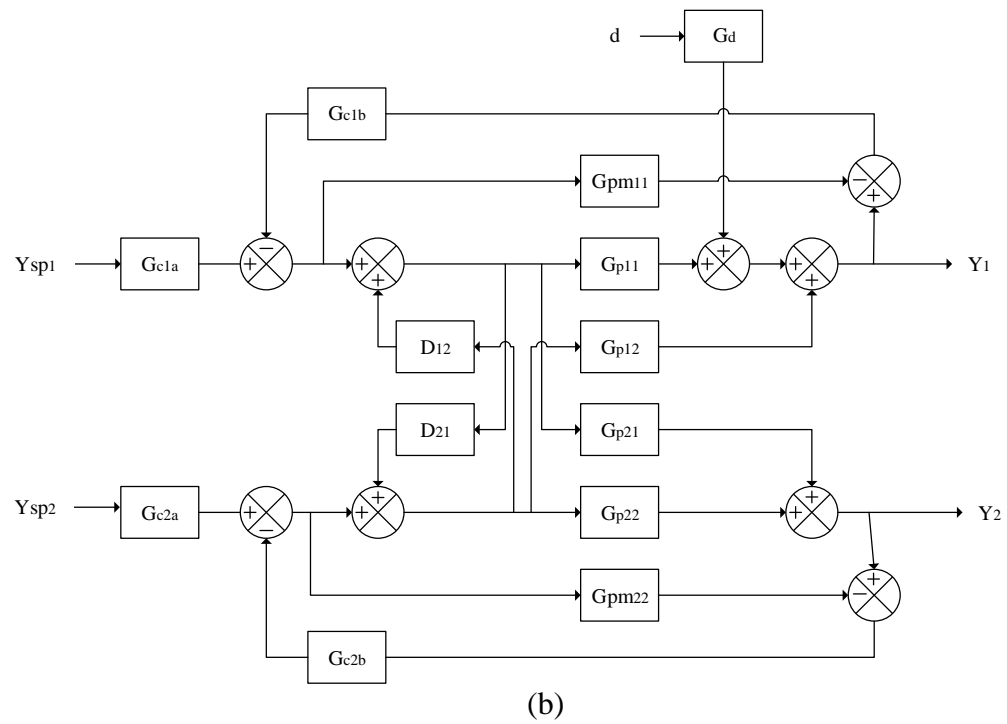
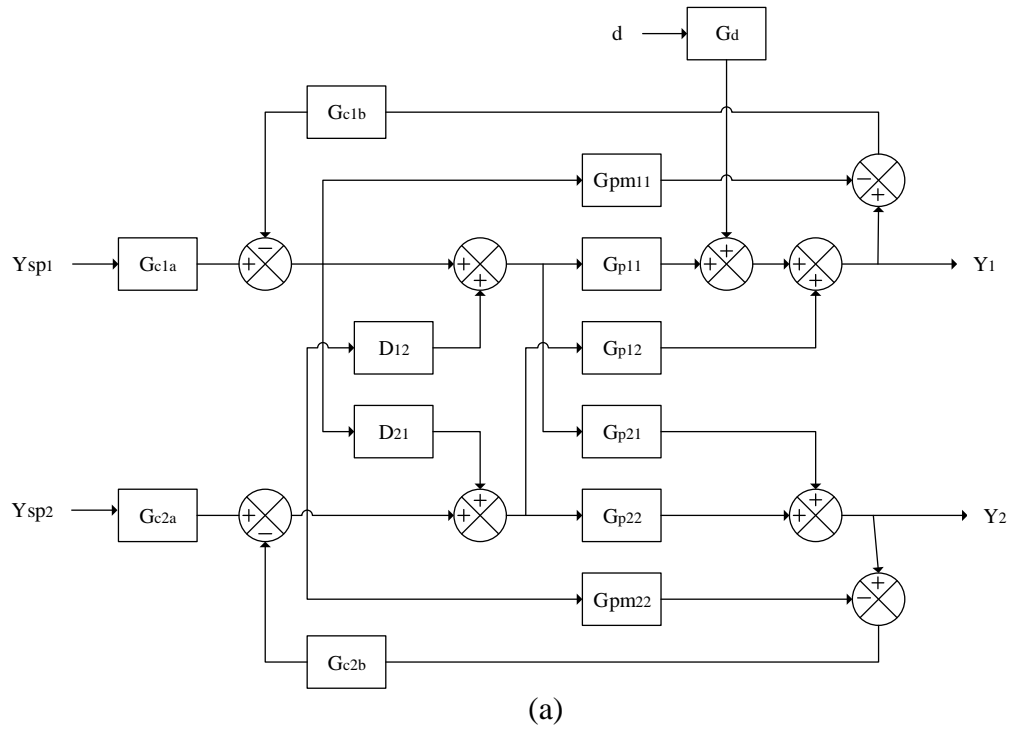
3.9 Perbandingan IAE

Tahap terakhir dari penelitian ini adalah dengan melakukan perbandingan dan analisis performa sistem pengendalian untuk masing-masing pengendali. Grafik respon *closed loop* dibandingkan berdasarkan kriteria IAE (*integral of the*

absolute value of error). Respon yang terbaik adalah yang memiliki nilai *Integral Absolute Error* yang paling kecil.



Gambar 3.2 Diagram blok 1DoF IMC: (a) *decoupling*; (b) *invers decoupling*



Gambar 3.3 Diagram blok 2DoF IMC: (a) *decoupling*; (b) *invers decoupling*

Halaman ini sengaja dikosongkan

BAB 4

HASIL DAN PEMBAHASAN

Pada penelitian ini, telah dilakukan simulasi proses de-isobutanizer *dual condenser*. Hasil simulasi *steady state* yang dilakukan dalam *software Aspen plus* dibandingkan dengan data desain yang ada di jurnal untuk validasi. Berikut merupakan hasil yang telah didapat pada penelitian ini :

4.1 Simulasi *Steady State* dan Validasi Hasil Simulasi

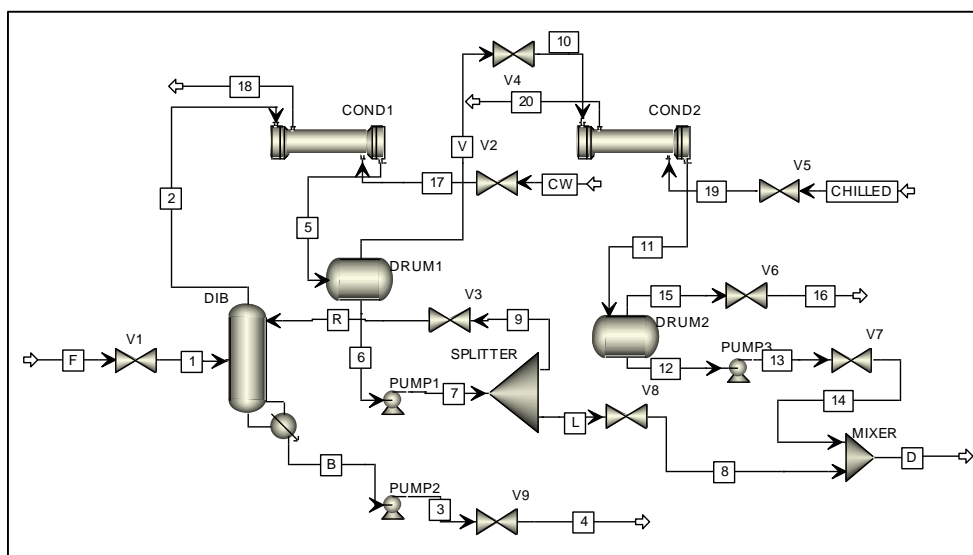
Proses pemisahan *isobutane* dan *n-butane* dilakukan dalam sebuah kolom distilasi *de-isobutanizer* dengan *dual condenser*. Tekanan optimum pada *dual condenser* adalah 6,8 atm. Tekanan ini lebih rendah dari *single condenser* yaitu 7,735 atm. Tekanan yang lebih rendah menyebabkan laju alir *vapor* dari refluks *drum* lebih banyak sehingga *duty condenser* 2 meningkat. Namun *duty* reboiler menurun karena proses pemisahan menjadi lebih mudah. Penggunaan *dual condenser* menyebabkan *capital investment* (*shell* dan *heatx*), total *energy cost* (energi reboiler dan energi *refrigerant*) dan total *annual cost* pada *dual condenser* menjadi lebih rendah daripada *single condenser*. Total *capital investment* menurun karena tekanan pada *dual condenser* menjadi lebih rendah dari *single condenser*[25]. Berikut merupakan tabel perbandingan antara *single condenser* dan *dual condenser* pada kondisi operasi yang berbeda :

Tabel 4.1 Perbandingan *single condenser* dan *dual condenser*

Kondisi Operasi	<i>Single Condenser</i>	<i>Dual Condenser</i>	<i>Single Condenser</i>	<i>Dual Condenser</i>
Tekanan (atm)	7,7	7,7	6,8	6,8
Refluks rasio	7,07	7,07	6,79	6,79
ID (m)	2,89	2,89	2,81	2,81
Distilat (<i>mole frac.</i>) :				
C2	0,0392	0,0392	0,0392	0,0392
iC4	0,9128	0,9128	0,9128	0,9128
nC4	0,0479	0,0479	0,0479	0,0479
Bottom (<i>mole frac.</i>) :				
iC4	0,05	0,05	0,05	0,05
nC4	0,95	0,95	0,95	0,95
<i>Q Condenser 1</i> (MW)	10,2489	10,266	9,4431	9,4674
<i>Q Condenser 2</i> (MW)	-	5,8389e-05	-	0,4291
<i>Q Reboiler</i> (MW)	10,4198	10,4359	9,9263	9,9489

Pada simulasi *steady state*, dilakukan pemilihan *property* termodinamika dengan tujuan untuk mendapatkan model simulasi yang sesuai dengan sistem yang diteliti dan kondisi yang sebenarnya. *Property* termodinamika yang digunakan pada penelitian ini adalah *Chao-Seader*. Karena untuk sebagian besar sistem hidrokarbon bisa ditangani dengan baik oleh *chao-seader correlation* [27].

Simulasi *steady state* pada *de-isobutanizer dual condenser* digunakan untuk mengetahui kestabilan sistem sebelum diberi gangguan pada proses. Simulasi *steady state* untuk proses *de-isobutanizer dual condenser* pada *software Aspen plus* adalah seperti tertera pada gambar 4.1 :



Gambar 4.1 Simulasi *Steady State De-isobutanizer Dual Condenser*

Pada *design specification*, tipe yang dipilih adalah “*mole purity*” isobutane sebesar 0.05 pada produk bawah. Sedangkan pada *vary function*, tipe yang dipilih adalah “*bottom rate*” dengan *lower bound* sebesar 200 kmol/hr dan *upper bound* sebesar 400 kmol/hr.

Setelah simulasi *steady state* didapatkan, selanjutnya validasi hasil simulasi yang bertujuan untuk menghitung *gross error* hasil simulasi dan aktual untuk memastikan apakah model yang dibuat sudah dapat merepresentasikan data yang ada pada literatur. Berikut merupakan perbandingan data desain dan hasil simulasi yang tertera pada tabel 4.2 :

Tabel 4.2 Validasi Simulasi *Steady State*

	Data Desain	Hasil Simulasi	Error (%)
Laju Alir <i>Feed</i> (kmol/hr)	500	500	0
Komposisi <i>feed</i>			
X _{C2}	0,02	0,02	0
X _{iC4}	0,49	0,49	0
X _{nC4}	0,49	0,49	0
Laju Alir Distilat (kmol/hr)	255	254,97	-0,0118
Komposisi distilat			
X _{C2}	0,0392	0,0383	-2,2959
X _{iC4}	0,9127	0,9137	0,1127
X _{nC4}	0,0481	0,0480	-0,1915
Laju alir <i>bottom</i> (kmol/hr)	245	245,03	0,0122
Komposisi <i>bottom</i>			
X _{C2}	0	2,96E-24	0
X _{iC4}	0,05	0,0499	-0,0004
X _{nC4}	0.95	0.95	0
<i>Heat Duty Condenser 1</i> (MW)	9,378	9,467	0,949
<i>Heat Duty Condenser 2</i> (MW)	0,419	0,429	2,387
<i>Heat Duty Reboiler</i> (MW)	9,929	9,949	0,201
Refluk rasio	6,790	6,857	0,987

Berdasarkan validasi yang telah dilakukan, hasil yang diperoleh menunjukkan bahwa simulasi *steady state* tidak berbeda jauh dengan data desain dengan eror maksimal sebesar 2,4%. Sehingga dapat dikatakan bahwa simulasi *steady state* dapat merepresentasikan proses yang ada pada literatur.

Selain itu, dilakukan *sensitivity test* untuk melihat respon simulasi *steady state* terhadap perubahan nilai variabel. Variabel yang diubah – ubah yaitu *ethane*, *isobutane*, dan *n-butane* pada umpan masuk dengan memberikan perubahan masing – masing sebesar $\pm 5\%$ dan $\pm 10\%$, sedangkan perubahan yang ditinjau yaitu produk utama pada bottom (*n-butane*) dan produk utama pada distilat (*isobutane*). Hasil *sensitivity test* untuk semua variable yang diubah – ubah dan perubahan yang ditinjau dapat dilihat pada tabel 4.3. Selanjutnya dilakukan migrasi ke *dynamic mode*.

Tabel 4.3 Hasil *Sensitivity Test*

Variabel	% Value Adjustment				
	-10%	-5%	Initial Value	+5%	+10%
Feed : C2 (kmol/h)	9,0	9,5	10,0	10,5	11,0
Bottom : nC4 (kmol/h)	234,736	233,774	232,780	231,757	230,655
Deviasi (%)	0,8403	0,427	0	-0,4395	-0,9129
Distilat : iC4 (kmol/h)	232,402	232,307	232,396	232,442	232,349
Deviasi (%)	0,0026	-0,0383	0	0,0198	-0,0202
Feed : iC4 (kmol/h)	220,50	232,75	245,00	257,25	269,50
Bottom : nC4 (kmol/h)	229,925	231,427	232,778	233,976	235,039
Deviasi (%)	-1,2256	-0,5804	0	0,5147	0,9713
Distilat : iC4 (kmol/h)	208,049	220,230	232,332	244,501	256,812
Deviasi (%)	-10,4519	-5,2089	0	5,237	10,5370
Feed : nC4 (kmol/h)	220,50	232,75	245,00	257,25	269,50
Bottom : nC4 (kmol/h)	209,960	221,394	232,777	244,154	255,493
Deviasi (%)	-9,8021	-4,8900	0	4,8875	9,7587
Distilat : iC4 (kmol/h)	233,505	233,002	232,331	231,839	231,205
Deviasi (%)	-0,5053	-0,2888	0	-0,2118	-0,4846

4.2 Sizing Alat

Pada tahap ini, dilakukan *sizing* pada beberapa alat terlebih dahulu. Tahap *sizing* dilakukan sebagai syarat untuk dapat masuk ke kondisi *dynamic*. Beberapa parameter yang harus dihitung untuk kemudian diinput dalam simulasi adalah tinggi dan diameter flash drum 1, flash drum 2, dan bagian bawah kolom. Waktu tinggal yang digunakan adalah sebesar 10 menit. Hasil *sizing* alat disajikan pada tabel 4.4 dibawah ini :

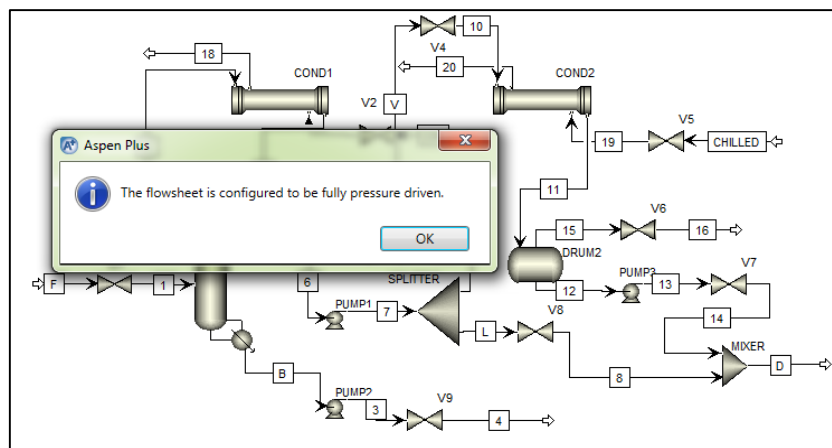
Tabel 4.4 Data *Sizing* Alat

	Data Desain
DIB Column :	
Tipe Tray	Sieve
Diameter (m)	2,811
Tray spacing (m)	0,6096
Tinggi weir (m)	0,05

<i>Sump (base column) :</i>	
Diameter (m)	2,982
Tinggi (m)	5,964
<i>Flash Drum 1 :</i>	
Diameter (m)	3,708
Tinggi (m)	7,416
<i>Flash Drum 2 :</i>	
Diameter (m)	1,033
Tinggi (m)	2,066

4.3 Simulasi *Dynamic*

Tahap akhir sebelum menuju ke simulasi *dynamic*, dilakukan pengecekan *pressure* pada tiap alat dengan cara mengaktifkan *pressure checker*. Apabila tidak ada *warning* dan menunjukkan kotak dialog seperti pada gambar 4.2 berikut ini, maka simulasi *steady state* bisa di *export* ke *dynamic mode*.



Gambar 4.2 *Pressure Checker*

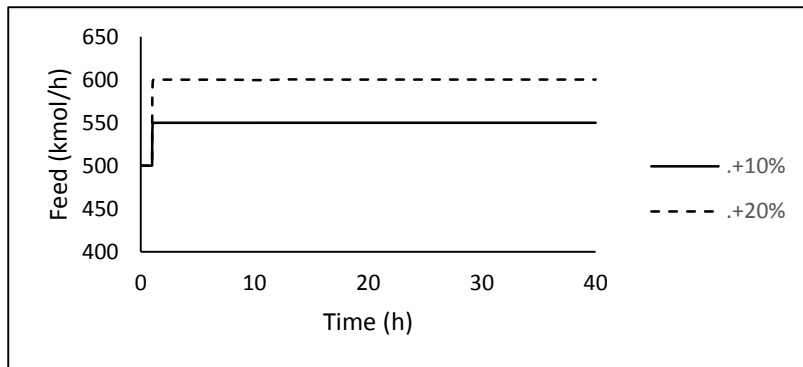
Hasil *export* berupa file baru dalam bentuk *Aspen Dynamic*. Pada file tersebut, terdapat *inventory control* yang secara otomatis terpasang yaitu pengendali tekanan pada *refluk drum* dan *refrigerated drum*. Selanjutnya dilakukan pemasangan pengendali lain yang belum terpasang. Berikut merupakan pasangan *controlled variable* dan *manipulated variable* seperti tertera pada table 4.5 berikut:

Tabel 4.5 Variabel Pengendalian pada *De-isobutanizer Dual Condenser*

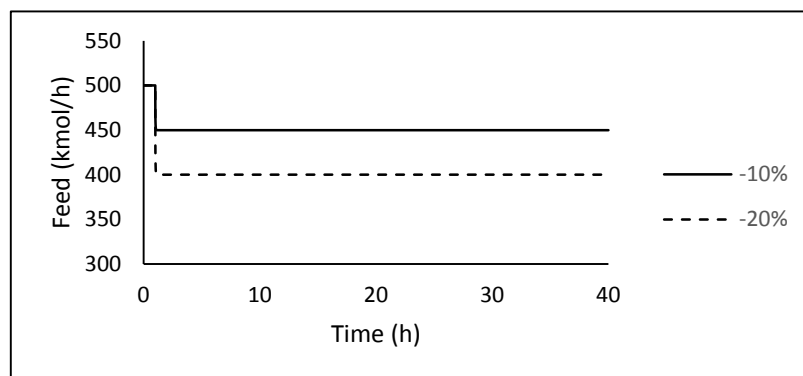
Pengendali	<i>Controlled Variable</i>	<i>Manipulated Variable</i>
FC	laju alir <i>feed</i>	valve pada <i>feed</i>
LC 1	<i>base level</i>	laju alir produk bawah
LC 2	level pada <i>refluk drum</i>	laju alir <i>refluk</i>

4.3.1 Pemberian *disturbance* laju alir *feed*

Pada pemberian *disturbance* berupa laju alir *feed*, akan berpengaruh pada semua *controller* yang terpasang. Berikut ini merupakan grafik perubahan tekanan, level, maupun komposisi terhadap perubahan laju alir *feed* sebesar $\pm 10\%$ dan 20% sebagai berikut :

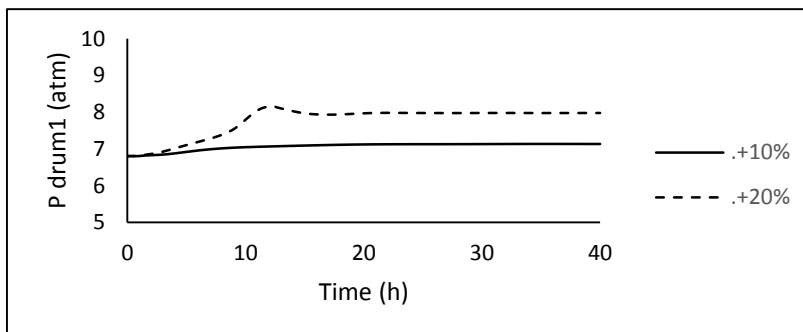


(a)

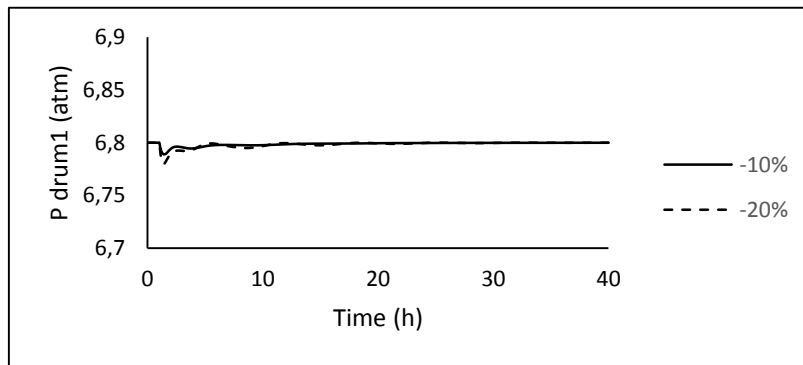


(b)

Gambar4.4 Pemberian *disturbance*: (a) penambahan laju alir *feed*; (b) pengurangan laju alir *feed*

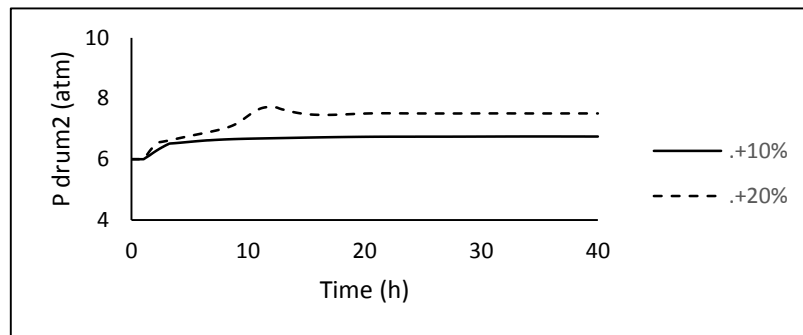


(a)

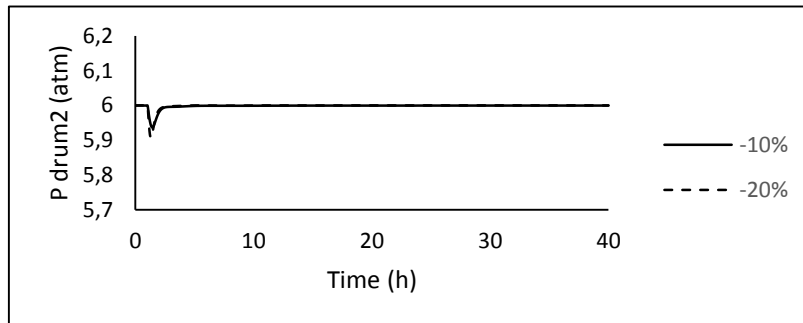


(b)

Gambar 4.5 Tekanan pada refluks *drum* dengan *disturbance*: (a) penambahan laju alir *feed*; (b) pengurangan laju alir *feed*

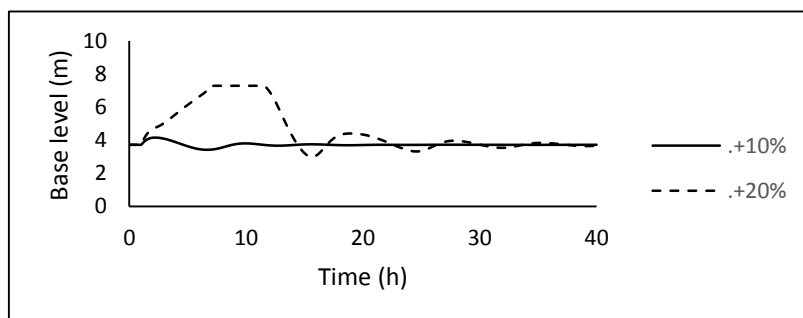


(a)

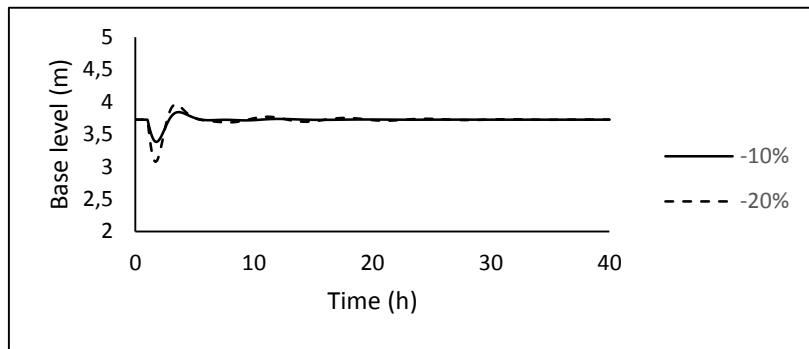


(b)

Gambar 4.6 Tekanan pada *refrigerated drum* dengan *disturbance*: (a) penambahan laju alir *feed*; (b) pengurangan laju alir *feed*

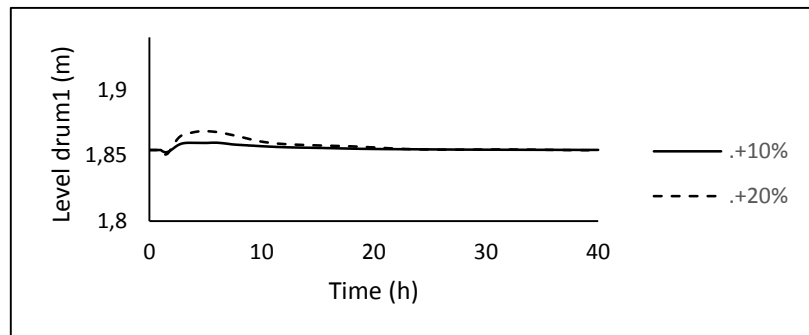


(a)

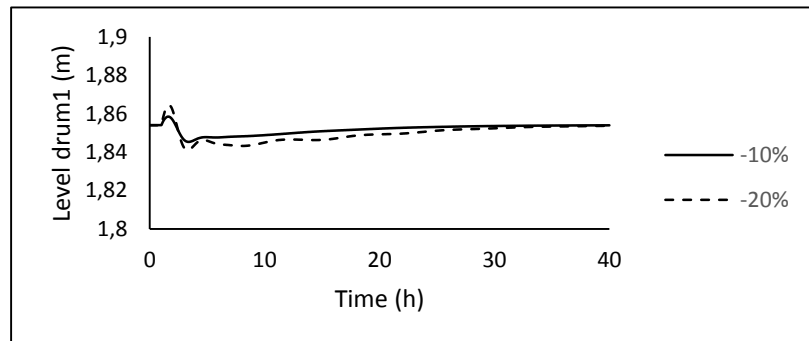


(b)

Gambar 4.7 Base level dengan *disturbance*: (a) penambahan laju alir *feed*; (b) pengurangan laju alir *feed*

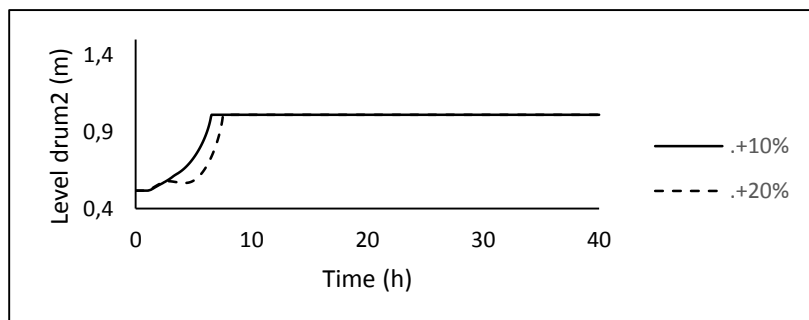


(a)

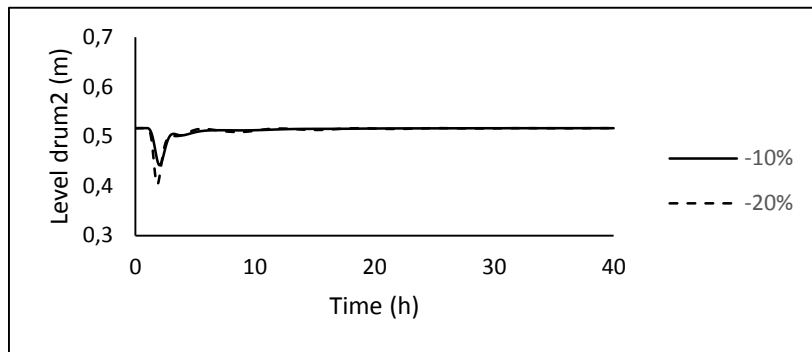


(b)

Gambar 4.8 Level refluk *drum* dengan *disturbance*: (a) penambahan laju alir *feed*; (b) pengurangan laju alir *feed*

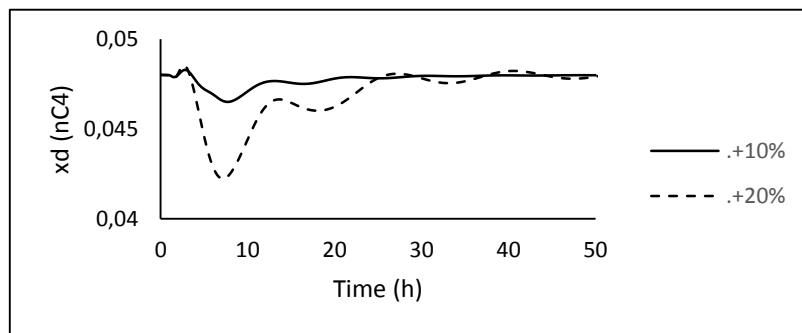


(a)

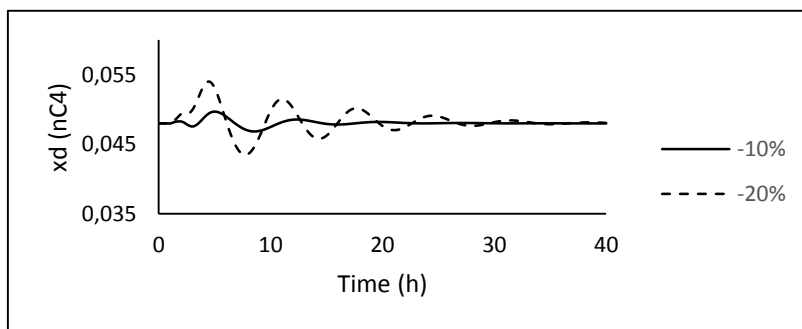


(b)

Gambar4.9 Level *refrigerated drum* dengan *disturbance*: (a) penambahan laju alir *feed*; (b) pengurangan laju alir *feed*

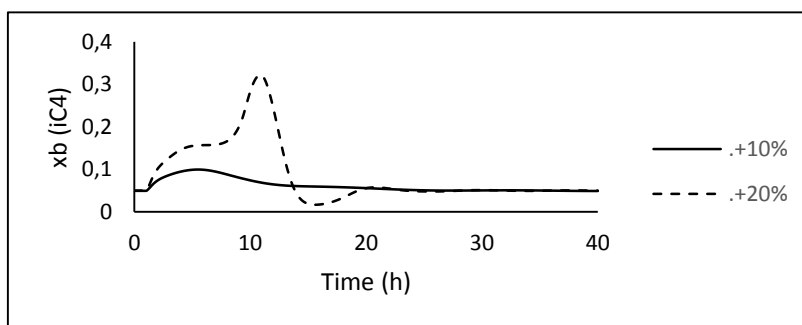


(a)

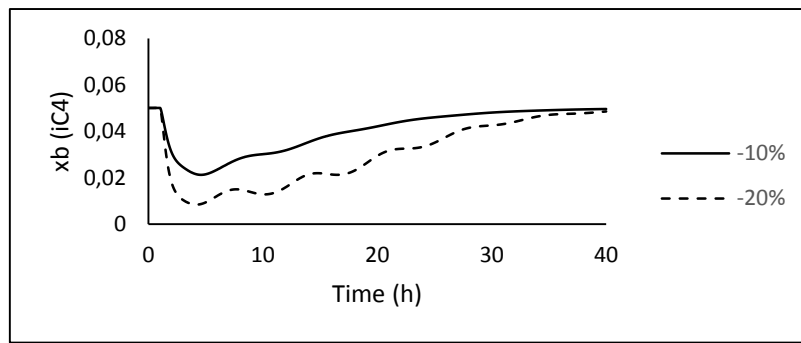


(b)

Gambar 4.10 Impurity distilat (nC4) dengan *disturbance*: (a) penambahan laju alir *feed*; (b) pengurangan laju alir *feed*



(a)



(b)

Gambar 4.11 *Impurity bottom (iC4)* dengan *disturbance*: (a) penambahan laju alir *feed*; (b) pengurangan laju alir *feed*

Gambar 4.4 sampai dengan gambar 4.11 pemberian *disturbance* dilakukan pada $t = 1$ jam. Garis utuh untuk pemberian *disturbance* sebesar $\pm 10\%$ dan garis putus – putus untuk pemberian *disturbance* sebesar $\pm 20\%$.

Pada gambar 4.5a yaitu pada penambahan laju alir *feed* sebesar 10% dan 20%, tekanan pada refluks *drum* meningkat sehingga *valve* pada *vapor line* dari refluks *drum* terbuka 100%, akibatnya tekanan pada refluks *drum* tidak bisa mencapai *setpoint* kembali. Tetapi pada gambar 4.5b berupa pengurangan laju alir *feed* 10% dan 20%, terlihat pada grafik bahwa tekanan bisa mencapai *setpoint* kembali setelah diberi gangguan.

Sama halnya dengan tekanan pada *refrigerated drum* pada gambar 4.6a, pada pemberian *disturbance* +10% maupun +20%, tekanan pada *refrigerated drum* meningkat sehingga *valve* terbuka 100% yang menyebabkan tekanan tidak mencapai *setpoint*. Menurut Luyben, mengendalikan tekanan dengan memanipulasi laju alir *refrigerant* sebenarnya tidak efektif dan hanya mampu mengendalikan *disturbance* yang tidak terlampau besar[25].

Pada respon level yaitu *base level*, level refluks *drum*, dan level *refrigerated drum* pada gambar 4.7 sampai 4.9, saat pemberian *disturbance* berupa penambahan maupun pengurangan laju alir *feed* mampu mencapai *setpoint* kembali.

Pada saat proses diberi gangguan berupa penambahan laju alir *feed* sebesar 10%, *flowrate* pada aliran *overhead* meningkat dari 2.003,04 kmol/jam menjadi 2.252,73 kmol/jam dan tekanan juga meningkat dari 6,899 atm menjadi 7,249 atm. Kemudian masuk ke *condenser* 1 dengan laju alir *cooling water* konstan sebesar

41.000 kmol/jam dengan temperatur 305 K dan tekanan 10 atm. Karena aliran yang masuk *condenser* 1 meningkat, maka akan lebih banyak aliran yang perlu dikondensasi, sehingga *condenser duty* mengalami peningkatan dari 9,467 MW menjadi 10,51 MW (gambar 4.12a). Selanjutnya aliran yang keluar dari *condenser* 1 masuk ke refluks *drum* dengan tekanan 7,129 atm. Tekanan pada refluks *drum* lebih tinggi dari spesifikasi awal sebesar 6,8 atm sehingga *control valve* pada *vapor line* terbuka 100% yang menyebabkan tekanan pada refluks *drum* tidak bisa mencapai *setpoint* kembali.

Produk *vapor* keluaran dari refluks *drum* juga mengalami peningkatan dari 78,638 kmol/jam menjadi 96,089 kmol/jam (gambar 4.16a) kemudian masuk ke *condenser* 2 untuk dikondensasi. Dalam hal ini, *condenser duty* juga mengalami peningkatan dari 0,4289 MW menjadi 0,507 MW (gambar 4.13a). Keluaran dari *condenser* 2 selanjutnya masuk ke *refrigerated drum* dengan tekanan 6,747 atm dimana tekanan ini lebih tinggi dari spesifikasi *refrigerated drum* yaitu sebesar 6 atm. Akibatnya *valve* laju alir *chilled water* terbuka 100% sehingga tekanan pada *refrigerated drum* tidak bisa mencapai *setpoint* kembali. Laju alir *chilled water* mengalami peningkatan dari 3.980,43 kmol/jam menjadi 6.532,01 kmol/jam (gambar 4.17a). Keluaran dari *refrigerated drum* merupakan distilat yang nantinya akan di *mix* dengan distilat yang keluar dari refluks *drum*.

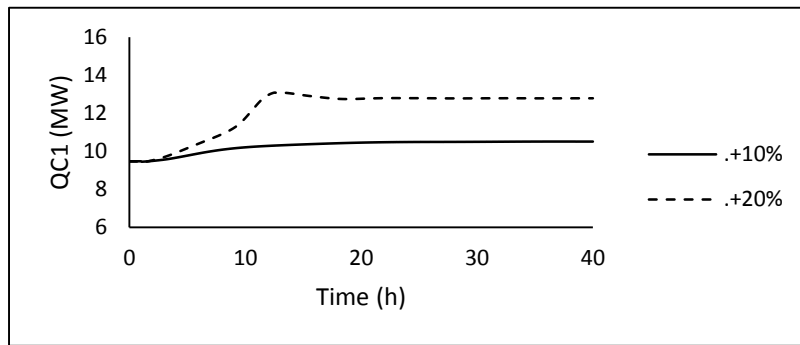
Sementara itu, produk *liquid* yang keluar dari refluks *drum* selanjutnya masuk ke *splitter* dengan keluaran sebagai refluks dan distilat. Aliran refluks mengalami peningkatan dari 1748 kmol/jam menjadi 1972 kmol/jam (gambar 4.15a). Hal ini karena pada saat level di refluks *drum* mengalami peningkatan, maka *control valve* pada aliran refluks terbuka sehingga semakin banyak refluks yang dikembalikan ke kolom. Selanjutnya distilat dari refluks *drum* kemudian di *mix* bersama dengan distilat dari *refrigerated drum* menjadi produk distilat. Laju alir distilat meningkat dari 254,339 kmol/jam menjadi 271,32 kmol/jam. Namun konsentrasi distilat sebelum dan setelah diberi gangguan tidak mengalami perubahan.

Laju alir produk *bottom* dari kolom juga mengalami peningkatan dari 245,032 kmol/jam menjadi 269,376 kmol/jam sebagai akibat dari *disturbance* berupa penambahan laju alir *feed* sebesar 10%. *Reboiler duty* juga meningkat dari

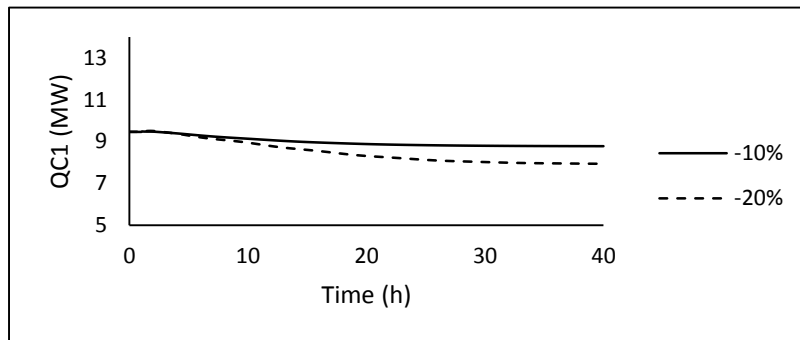
9,948 MW menjadi 11,14 MW (gambar 4.14a). Namun sama halnya dengan konsentrasi distilat, konsentrasi bottom juga tidak mengalami perubahan (sesuai *setpoint*).

Pada pemberian *disturbance* penambahan laju alir sebesar 20% hampir sama dengan 10% seperti paparan di atas. Hanya saja peningkatan yang terjadi lebih tinggi dibandingkan dengan *disturbance* 10%. Namun setelah diberi gangguan, produk distilat maupun bottom sesuai dengan spesifikasi yang ditetapkan.

Walaupun tekanan pada refluks *drum* dan *refrigerated drum* tidak mampu mencapai *setpoint*, tetapi fraksi mol *impurity* di distilat maupun *bottom* yang menjadi *controlled variable* mampu mencapai *setpoint* setelah diberi gangguan. Hal ini karena *controller* yang terpasang mampu bekerja dengan baik apabila sistem diberi gangguan dan adanya *disturbance* pada proses hanya memberikan perubahan kecil (tidak signifikan) pada fraksi mol tiap *stream*. Pada *control composition* distilat, mampu mempertahankan *impurity* sesuai *setpoint* karena apabila *impurity* distilat meningkat, maka *control valve* akan menutup (*reverse acting*) untuk mengurangi aliran dari refluks *drum* sehingga kondisi tercapai. Pada *control composition bottom* juga mampu mencapai *setpoint* setelah diberi gangguan karena apabila *impurity bottom* meningkat, maka *control valve* akan membuka (*direct acting*) sehingga mampu mencapai *setpoint* kembali.

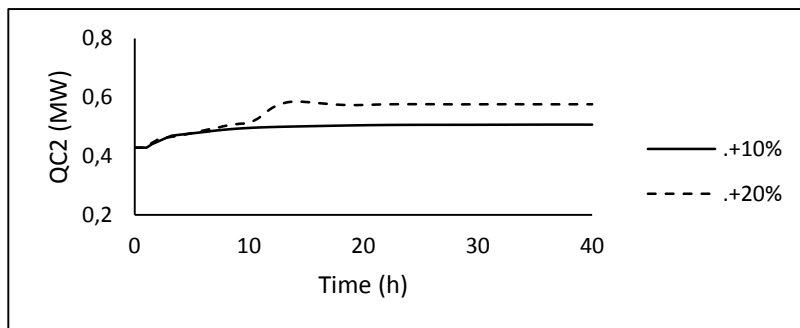


(a)

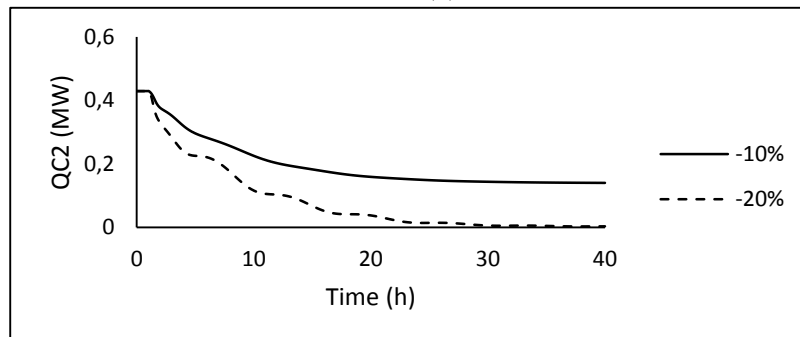


(b)

Gambar 4.12 *Condenser duty1* pada : (a) penambahan laju alir *feed*; (b) pengurangan laju alir *feed*

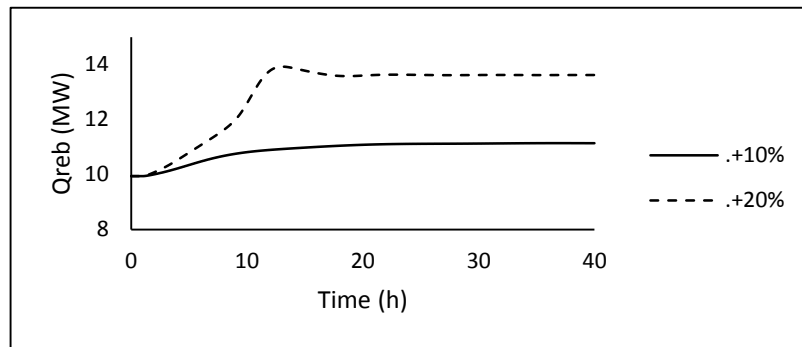


(a)

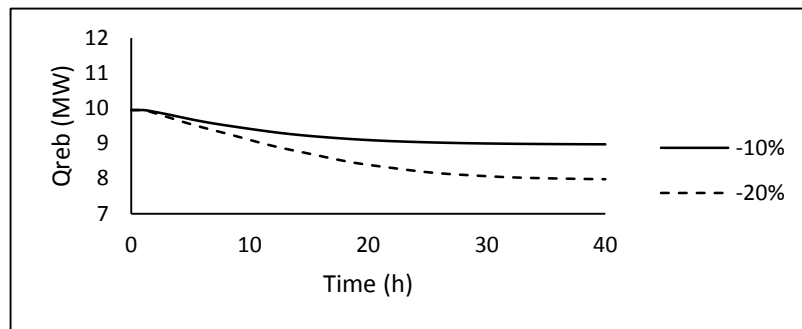


(b)

Gambar 4.13 *Condenser duty2* pada : (a) penambahan laju alir *feed*; (b) pengurangan laju alir *feed*

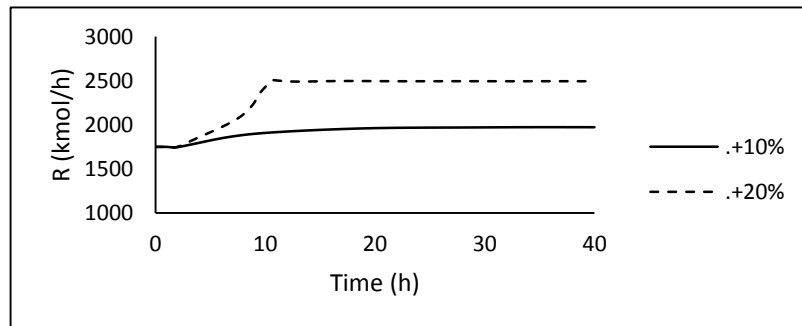


(a)

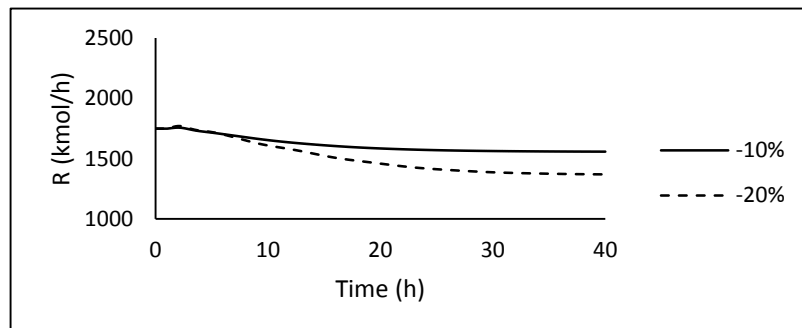


(b)

Gambar 4.14 *Reboiler duty* pada : (a) penambahan laju alir *feed*; (b) pengurangan laju alir *feed*

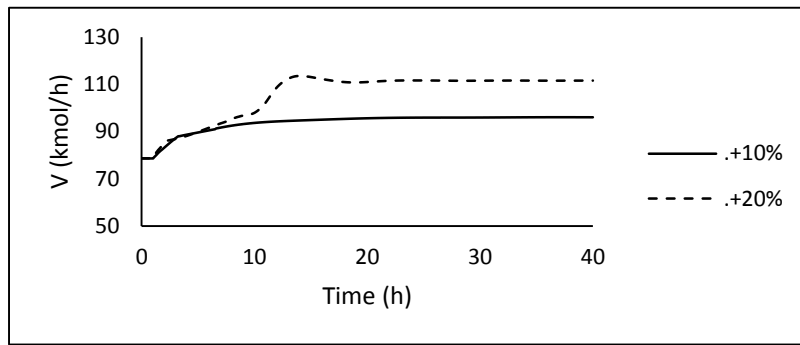


(a)

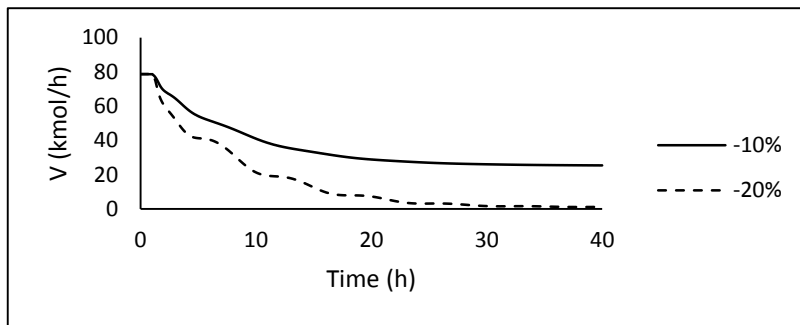


(b)

Gambar 4.15 Laju alir refluks pada : (a) penambahan laju alir *feed*; (b) pengurangan laju alir *feed*

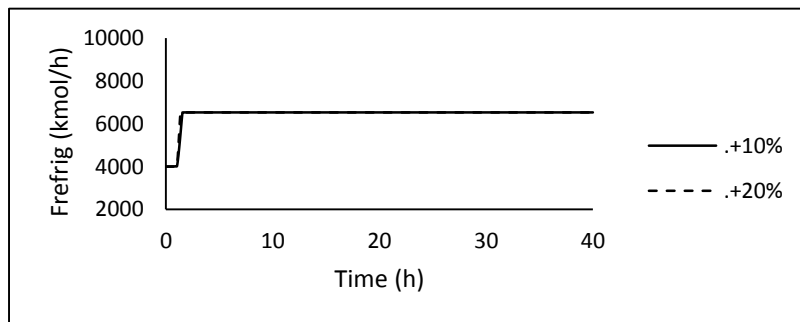


(a)

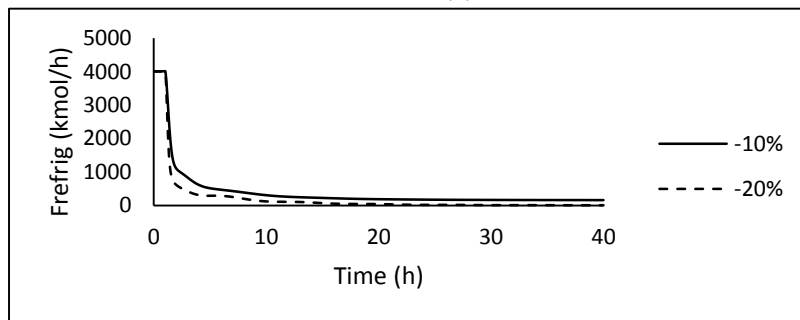


(b)

Gambar 4.16 Laju alir *vapor* pada : (a) penambahan laju alir *feed*; (b) pengurangan laju alir *feed*



(a)



(b)

Gambar 4.17 Laju alir *chilled water* pada : (a) penambahan laju alir *feed*; (b) pengurangan laju alir *feed*

Pada saat proses diberi gangguan berupa pengurangan laju alir *feed* sebesar 10%, *flowrate* pada aliran *overhead* menurun dari 2.003,04 kmol/jam menjadi 1.787,71 kmol/jam, tekanannya menurun dari 6,899 atm menjadi 6,879 atm. Aliran *overhead* kemudian menuju *condenser* 1. *Duty* pada *condenser* 1 menurun dari 9,467 MW menjadi 8,77 MW (gambar 4.12b) karena aliran yang menuju *condenser* menurun sehingga aliran yang akan dikondensasi berkurang dari sebelumnya. Laju alir *cooling water* konstan sebesar 41.000 kmol/jam dengan temperatur 305 K dan tekanan 10 atm. Selanjutnya aliran yang keluar dari *condenser* 1 menuju *refluk drum* dengan tekanan 6,799 atm. Tekanan pada *refluk drum* ini sesuai dengan spesifikasi desain yaitu sebesar 6,8 atm sehingga tekanan pada *refluk drum* mampu kembali ke *setpoint* setelah diberi gangguan pengurangan laju alir.

Produk *vapor* keluaran dari *refluk drum* menurun dari 78,638 kmol/jam menjadi 25,507 kmol/jam (gambar 4.16b). Selanjutnya masuk ke *condenser* 2 untuk proses kondensasi. Pada *condenser* 2, *duty* menurun dari 0,4289 MW menjadi 0,1405 MW (gambar 4.13b). Keluaran dari *condenser* 2 kemudian masuk ke *refrigerated drum* dengan tekanan 6 atm. Tekanan ini juga sesuai dengan spesifikasi desain pada *refrigerated drum* yaitu 6 atm sehingga tekanan pada *refrigerated drum* mampu mencapai *setpoint* setelah diberi gangguan pengurangan laju alir. Laju alir *chilled water* menurun dari 3.980,43 kmol/jam menjadi 159,318 kmol/jam (gambar 4.17b).

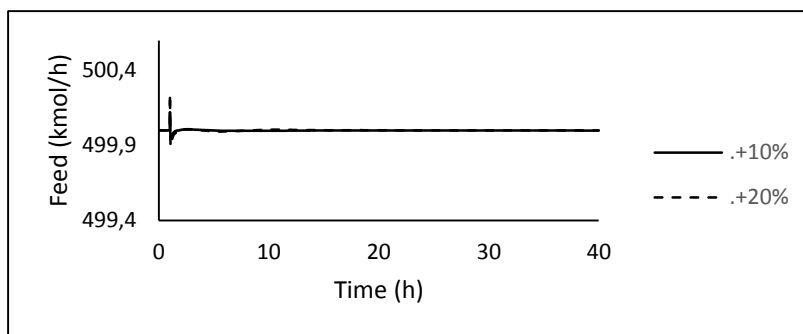
Produk *liquid* keluaran dari *refluk drum* kemudian menuju *splitter* yang membagi menjadi dua aliran yaitu *refluk* dan *distilat*. Aliran *refluk* menurun dari 1.748 kmol/jam menjadi 1.558,17 kmol/jam (gambar 4.15b). Selanjutnya produk *distilat* merupakan pencampuran antara *distilat* dari *refluk drum* dan *distilat* dari *refrigerated drum*. Laju alir *distilat* menurun dari 254,339 kmol/jam menjadi 228,864 kmol/jam. Tetapi konsentrasi *distilat* mampu mencapai *setpoint* setelah diberi gangguan pengurangan laju alir.

Selain itu, konsentrasi *bottom* juga mampu mencapai *setpoint* setelah diberi gangguan pengurangan laju alir walaupun laju alir menurun dari 254,032 kmol/jam menjadi 220,472 kmol/jam. *Reboiler duty* menurun dari 9,948 MW menjadi 8,968 MW (gambar 4.14b).

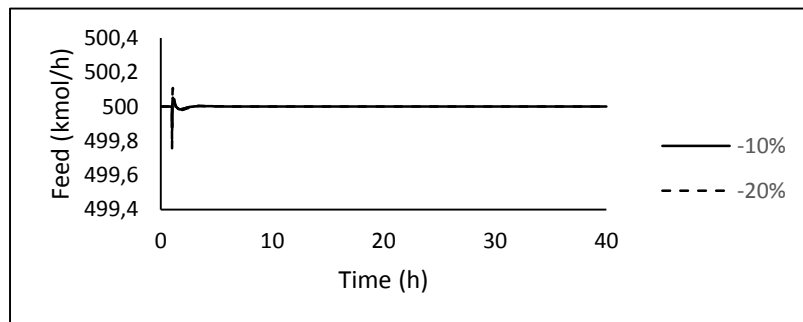
Pada pemberian *disturbance* pengurangan laju alir sebesar 20%, respon proses tidak jauh berbeda dengan 10%. Hanya penurunan yang terjadi lebih rendah dibandingkan dengan *disturbance* 10%.

4.3.2 Pemberian *disturbance* komposisi C_2 di *feed*

Pada pemberian *disturbance* berupa komposisi C_2 di *feed*, akan berpengaruh pada semua *controller* yang terpasang. Berikut ini merupakan grafik perubahan tekanan, level, maupun komposisi terhadap perubahan C_2 di *feed* sebesar $\pm 10\%$ C_2 dan $\pm 20\%$ C_2 sebagai berikut :

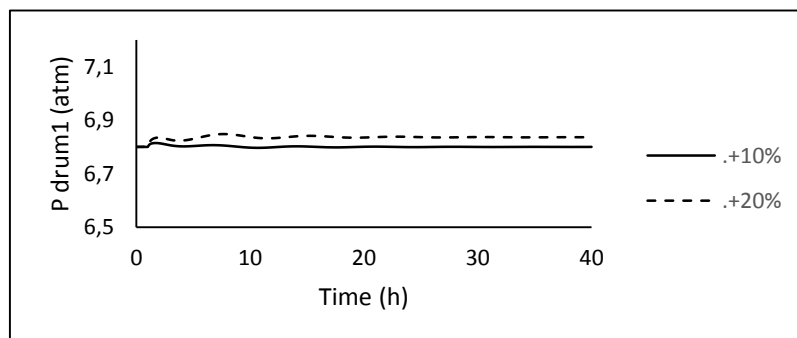


(a)

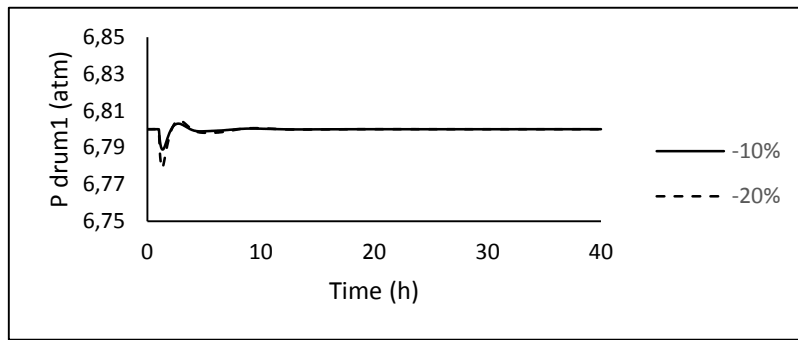


(b)

Gambar 4.18 Pemberian *disturbance*: (a) penambahan komposisi C_2 di *feed* ;
(b) pengurangan komposisi C_2 di *feed*

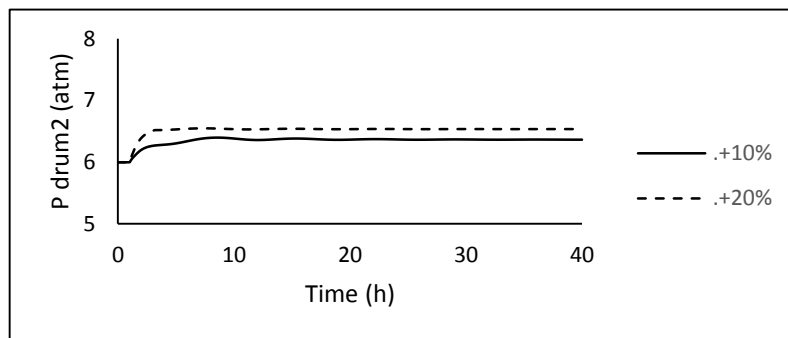


(a)

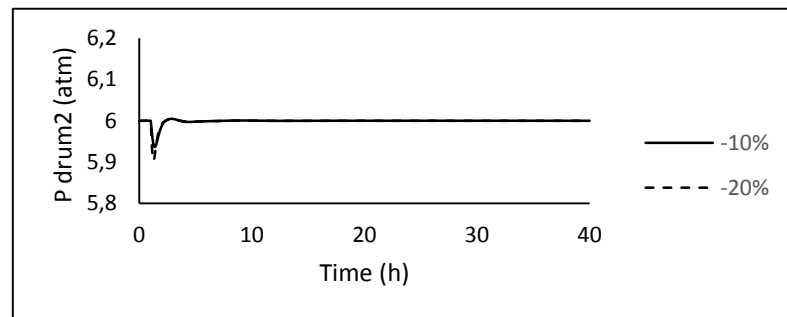


(b)

Gambar 4.19 Tekanan pada refluks *drum* dengan *disturbance* : (a) penambahan komposisi C_2 di *feed* ; (b) pengurangan komposisi C_2 di *feed*

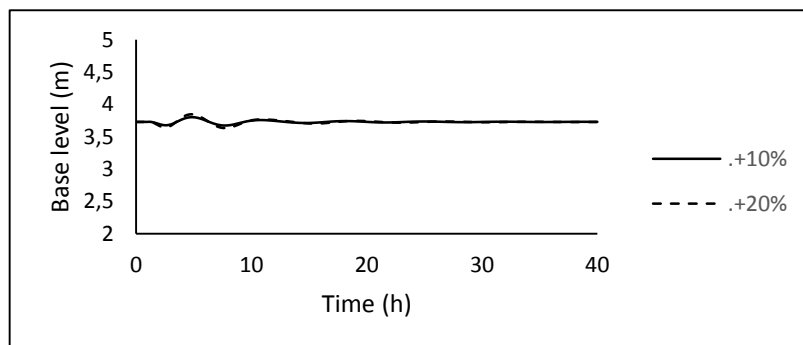


(a)

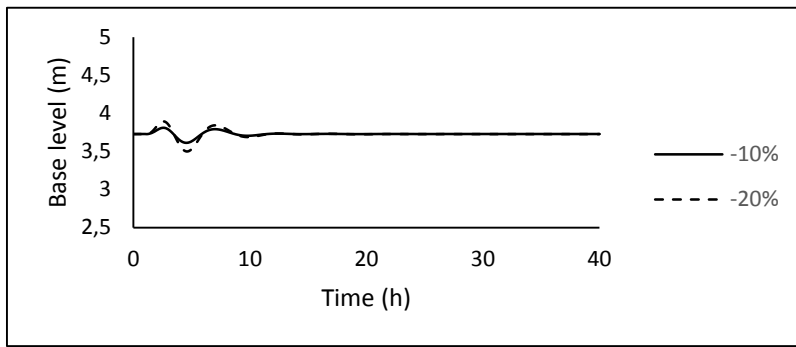


(b)

Gambar 4.20 Tekanan pada *refrigerated drum* dengan *disturbance* : (a) penambahan komposisi C_2 di *feed* ; (b) pengurangan komposisi C_2 di *feed*

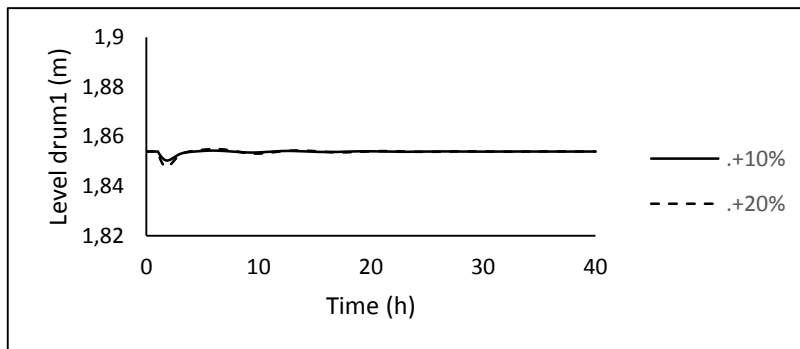


(a)

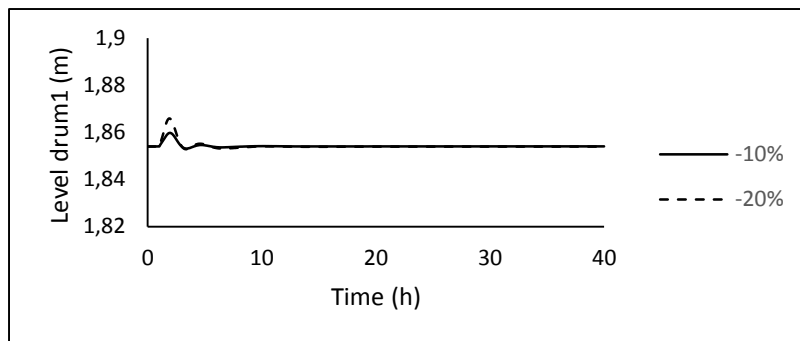


(b)

Gambar 4.21 Base level dengan *disturbance* : (a) penambahan komposisi C_2 di *feed* ; (b) pengurangan komposisi C_2 di *feed*

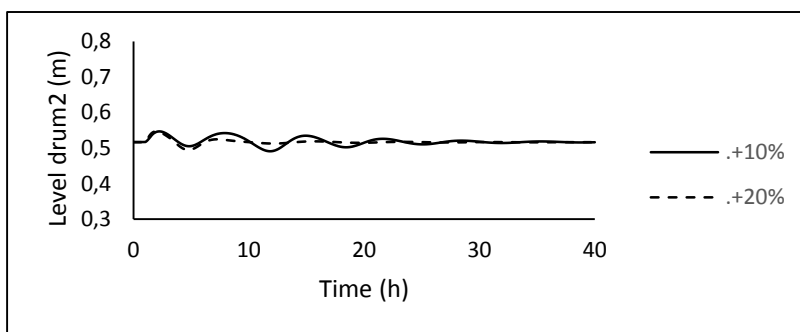


(a)

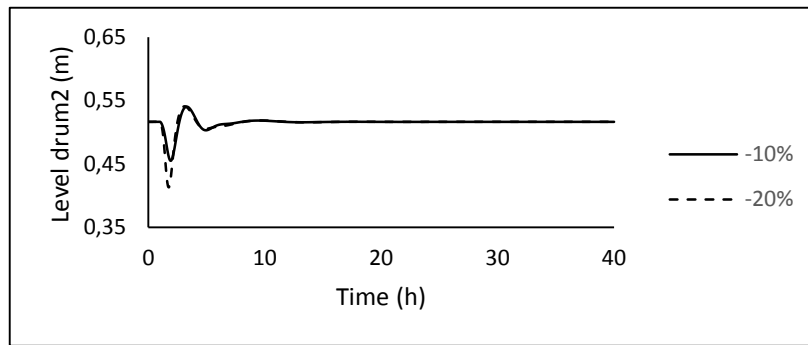


(b)

Gambar 4.22 Level reflik *drum* dengan *disturbance* : (a) penambahan komposisi C_2 di *feed* ; (b) pengurangan komposisi C_2 di *feed*

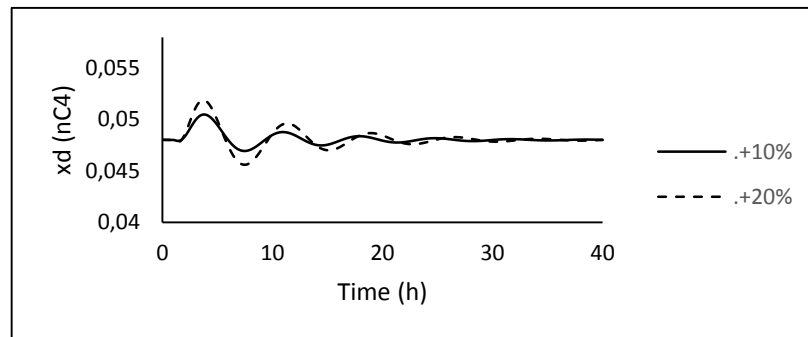


(a)

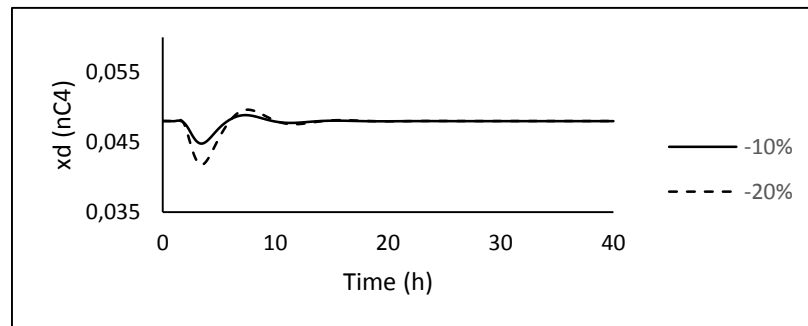


(b)

Gambar 4.23 Level refrigerated drum dengan *disturbance* : (a) penambahan komposisi C_2 di *feed* ; (b) pengurangan komposisi C_2 di *feed*

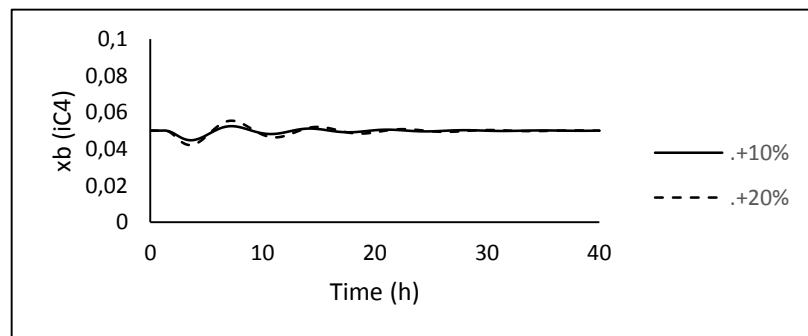


(a)

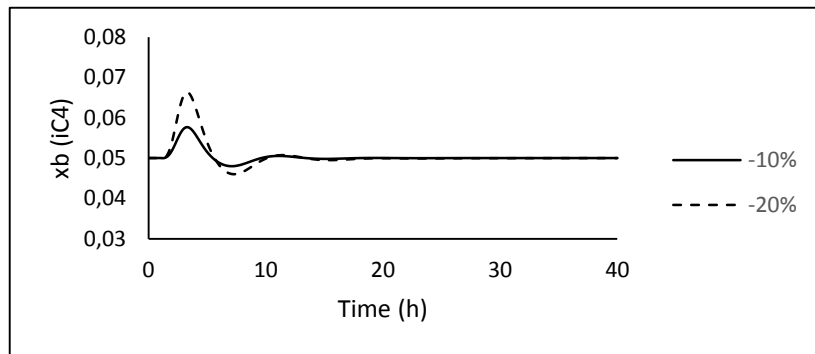


(b)

Gambar 4.24 Impurity distilat (nC4) dengan *disturbance* : (a) penambahan komposisi C_2 di *feed* ; (b) pengurangan komposisi C_2 di *feed*



(a)



(b)

Gambar 4.25 *Impurity bottom (iC4) dengan disturbance : (a) penambahan komposisi C₂ di feed ; (b) pengurangan komposisi C₂ di feed*

Berdasarkan gambar 4.18 sampai dengan gambar 4.25 pemberian disturbance dilakukan pada $t = 1$ jam. Garis utuh untuk pemberian disturbance sebesar $\pm 10\%$ C₂ dan garis putus – putus untuk pemberian disturbance sebesar $\pm 20\%$ C₂.

Pada gambar 4.19 dan 4.20 terlihat bahwa pada saat pemberian *disturbance* berupa penambahan C₂ di *feed*, tekanan pada refluks *drum* dan *refrigerated drum* tidak bisa mencapai *setpoint*. Hal ini karena perubahan komposisi *feed* menyebabkan tekanan di *overhead* naik sehingga aliran yang menuju refluks *drum* dan *refrigerated drum* juga mengalami kenaikan tekanan. Naiknya tekanan pada *drum* menyebabkan *control valve* terbuka 100% sehingga tekanan pada *drum* tidak mampu kembali ke *setpoint* dan mencapai keadaan *steady state* baru. Tetapi pada pemberian *disturbance* berupa pengurangan C₂ di *feed*, tekanan mampu mencapai *setpoint*. Karena pada pengurangan komposisi C₂ *feed*, tekanan *overhead* tidak mengalami kenaikan sehingga tekanan pada refluks *drum* dan *refrigerated drum* stabil.

Pada respon level yaitu *base level*, level refluks *drum*, dan level *refrigerated drum* pada gambar 4.21 sampai 4.23, saat pemberian *disturbance* berupa penambahan maupun pengurangan komposisi C₂ di *feed* mampu mencapai *setpoint* kembali.

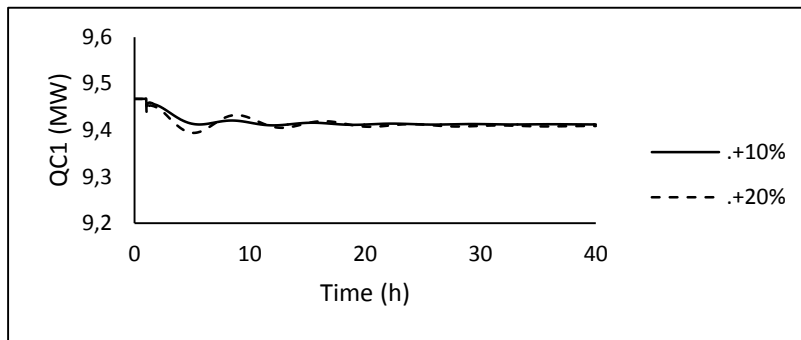
Pada saat proses diberi gangguan berupa penambahan komposisi 10% C₂ di *feed*, fraksi mol C₂ pada aliran *overhead* meningkat dari 0,01883 menjadi 0,02 dan tekanan juga meningkat dari 6,899 atm menjadi 6,8993 atm. Kemudian masuk ke *condenser* 1 dengan laju alir *cooling water* konstan sebesar 41.000 kmol/jam

dengan temperatur 305 K dan tekanan 10 atm. *Condenser duty* mengalami penurunan dari 9,467 MW menjadi 9,413 MW (gambar 4.26a). Selanjutnya aliran yang keluar dari *condenser* 1 masuk ke *refluk drum* dengan tekanan 6,8 atm. Tekanan pada *refluk drum* sesuai spesifikasi awal sebesar 6,8 atm sehingga tekanan pada *refluk drum* bisa mencapai *setpoint*.

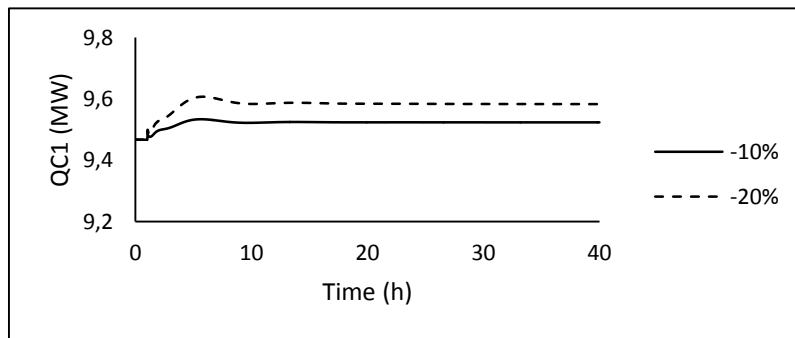
Produk *vapor* keluaran dari *refluk drum* naik dari 78,638 kmol/jam menjadi 84,825 kmol/jam (gambar 4.30a) dengan peningkatan jumlah fraksi C₂ dari 0,0916 menjadi 0,0959 kemudian masuk ke *condenser* 2 untuk dikondensasi. *Condenser duty* 2 mengalami kenaikan dari 0,4289 MW menjadi 0,456 MW (gambar 4.27a). Keluaran dari *condenser* 2 selanjutnya masuk ke *refrigerated drum* dengan tekanan 6,368 atm. Tekanan ini lebih tinggi dari spesifikasi *refrigerated drum* yaitu sebesar 6 atm sehingga *valve* laju air *chilled water* terbuka 100% sehingga tekanan pada *refrigerated drum* tidak bisa mencapai *setpoint*. Laju alir *chilled water* mengalami peningkatan dari 3.980,43 kmol/jam menjadi 6.532,01 kmol/jam (gambar 4.32a). Keluaran dari *refrigerated drum* merupakan distilat yang nantinya akan di *mix* dengan distilat yang keluar dari *refluk drum*.

Produk *liquid* yang keluar dari *refluk drum* selanjutnya masuk ke *splitter* dengan keluaran sebagai *refluk* dan distilat. Aliran *refluk* turun dari 1748 kmol/jam menjadi 1740 kmol/jam (gambar 4.29a). Selanjutnya distilat dari *refluk drum* kemudian di *mix* bersama dengan distilat dari *refrigerated drum* menjadi produk distilat. Laju alir distilat meningkat dari 254,339 kmol/jam menjadi 254,943 kmol/jam. Walaupun konsentrasi C₂ juga meningkat dari 0,0383 menjadi 0,0419, *impurity* distilat yang menjadi *controlled variable* mampu mencapai *setpoint* setelah diberi gangguan. Karena perubahan komposisi C₂ tidak berpengaruh terhadap komposisi *impurity* (nC₄) di distilat.

Laju alir produk *bottom* dari kolom menurun dari 245,032 kmol/jam menjadi 244,355 kmol/jam. *Reboiler duty* juga menurun dari 9,948 MW menjadi 9,919 MW (gambar 4.28a). Namun *impurity bottom* yang menjadi *controlled variable* mampu mencapai *setpoint* setelah diberi gangguan penambahan komposisi C₂ di *feed*.

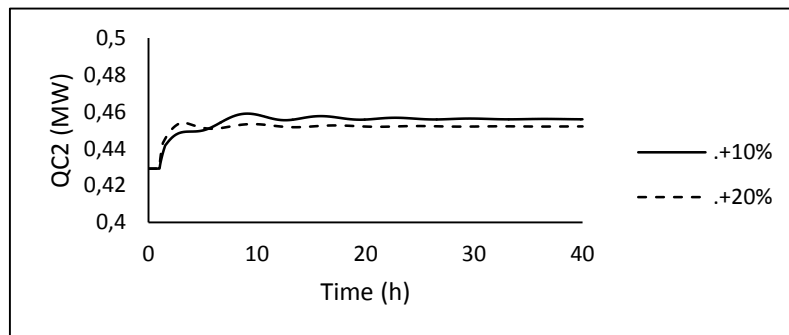


(a)

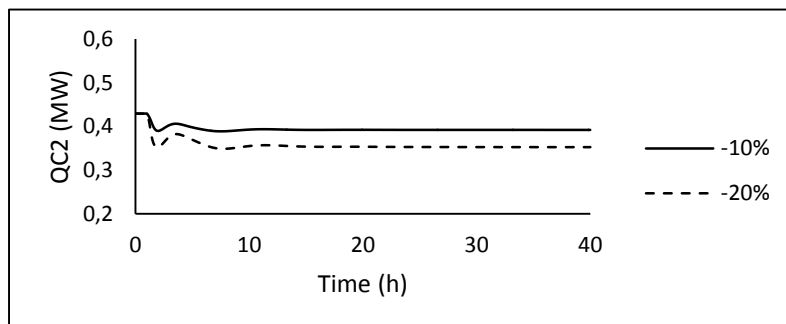


(b)

Gambar 4.26 *Condenser duty 1* dengan *disturbance* : (a) penambahan komposisi C_2 di *feed* ; (b) pengurangan komposisi C_2 di *feed*

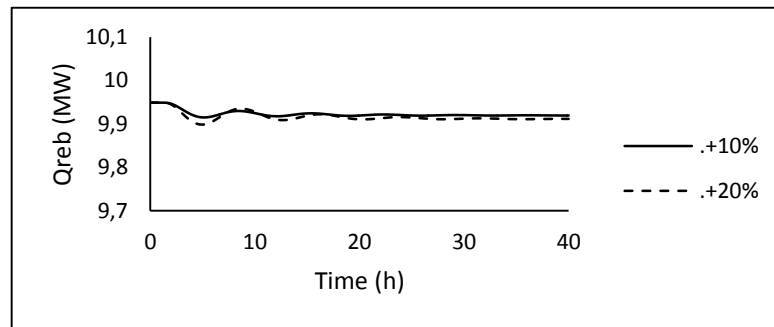


(a)

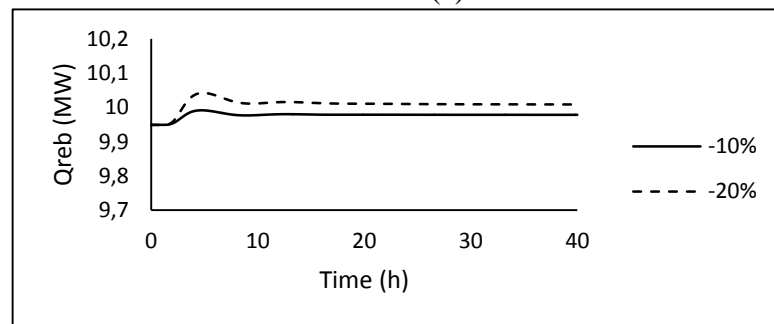


(b)

Gambar 4.27 *Condenser duty 2* dengan *disturbance* : (a) penambahan komposisi C_2 di *feed* ; (b) pengurangan komposisi C_2 di *feed*

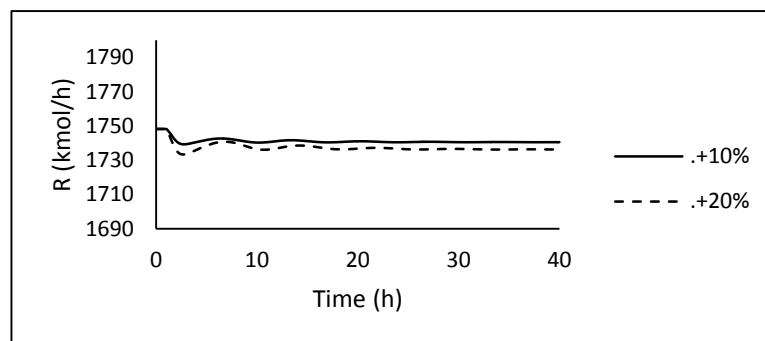


(a)

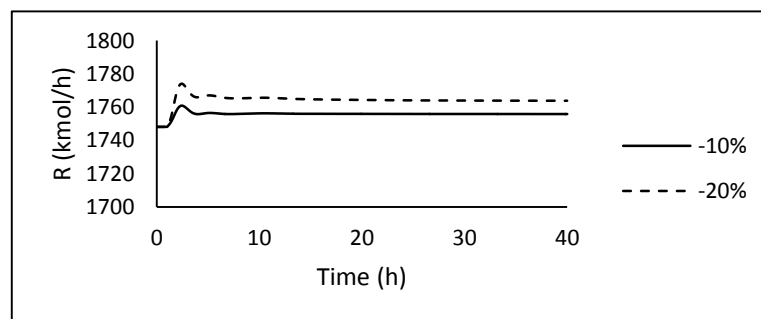


(b)

Gambar 4.28 Reboiler duty dengan *disturbance* : (a) penambahan komposisi C_2 di *feed* ; (b) pengurangan komposisi C_2 di *feed*

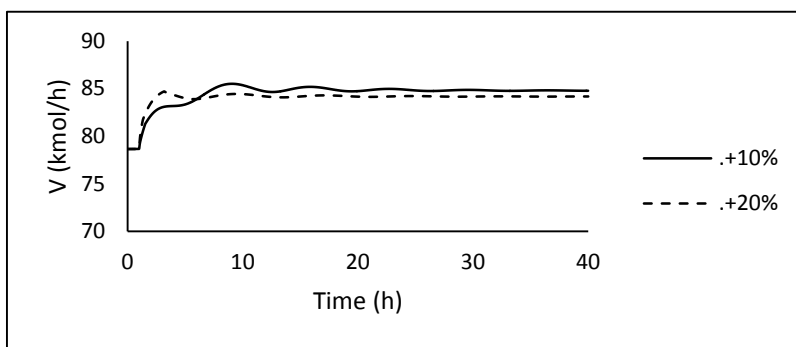


(a)

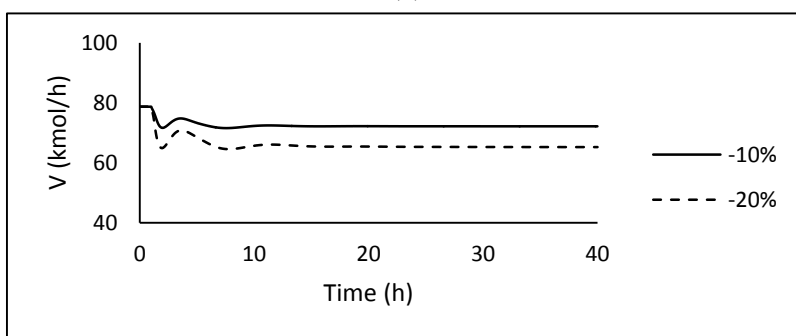


(b)

Gambar 4.29 Laju alir refluks dengan *disturbance* : (a) penambahan komposisi C_2 di *feed* ; (b) pengurangan komposisi C_2 di *feed*

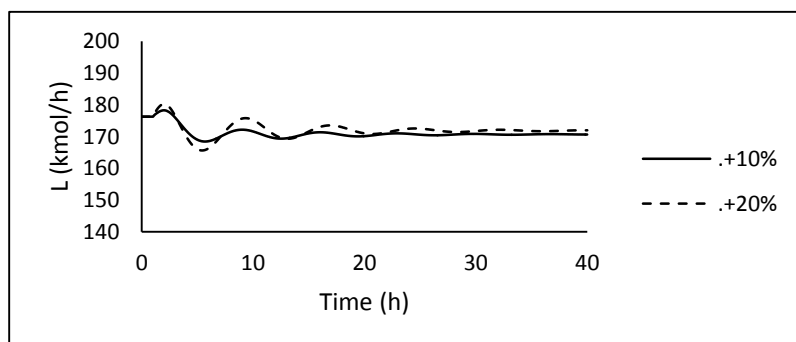


(a)

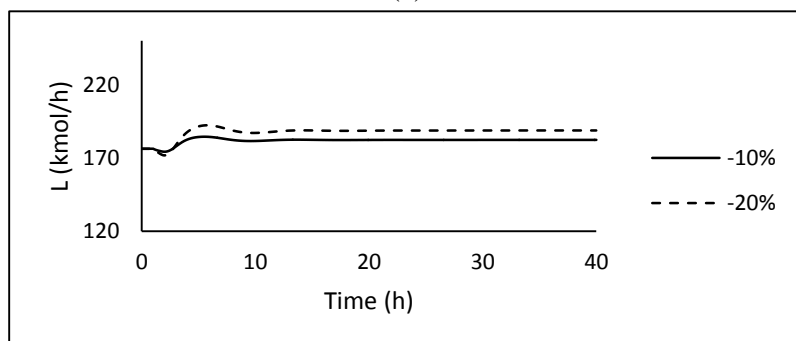


(b)

Gambar 4.30 Laju alir vapor dengan *disturbance* : (a) penambahan komposisi C_2 di *feed* ; (b) pengurangan komposisi C_2 di *feed*

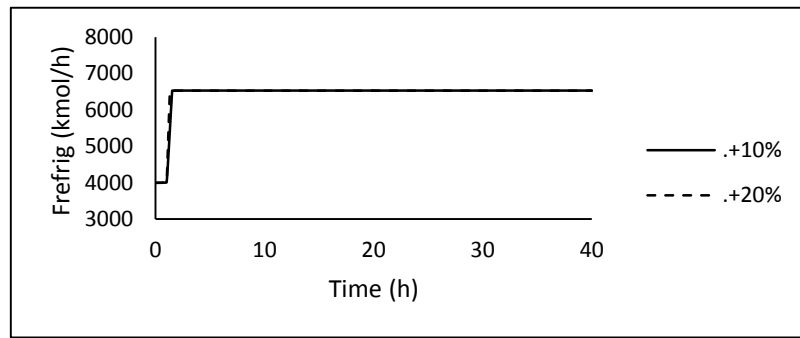


(a)

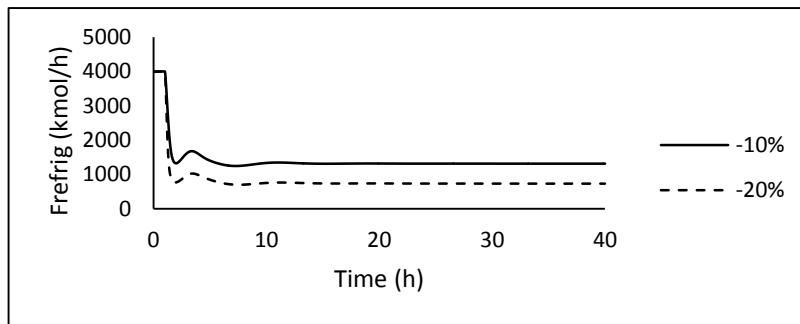


(b)

Gambar 4.31 Laju alir liquid dengan *disturbance* : (a) penambahan komposisi C_2 di *feed* ; (b) pengurangan komposisi C_2 di *feed*



(a)



(b)

Gambar 4.32 Laju alir *chilled water* dengan *disturbance* : (a) penambahan komposisi C_2 di *feed* ; (b) pengurangan komposisi C_2 di *feed*

Pada pemberian *disturbance* berupa pengurangan C_2 di *feed*, *flowrate* pada aliran *overhead* meningkat dari 2.003,04 kmol/jam menjadi 2.010,29 kmol/jam, tekanannya meningkat dari 6,899 atm menjadi 6,9 atm. Aliran *overhead* kemudian menuju *condenser* 1. *Duty* pada *condenser* 1 meningkat dari 9,467 MW menjadi 9,524 MW (gambar 4.26b) karena aliran yang menuju *condenser* meningkat sehingga lebih banyak aliran yang akan dikondensasi. Laju alir *cooling water* konstan sebesar 41.000 kmol/jam dengan temperatur 305 K dan tekanan 10 atm. Selanjutnya aliran yang keluar dari *condenser* 1 menuju *refluk drum* dengan tekanan 6,8 atm. Tekanan pada *refluk drum* ini sesuai dengan spesifikasi desain yaitu sebesar 6,8 atm sehingga tekanan pada *akumulator* 1 mampu kembali ke *setpoint* setelah diberi gangguan pengurangan komposisi C_2 .

Produk *vapor* keluaran dari *refluk drum* menurun dari 78,638 kmol/jam menjadi 72,127 kmol/jam (gambar 4.30b). Selanjutnya masuk ke *condenser* 2 untuk proses kondensasi. Pada *condenser* 2, *duty* menurun dari 0,4289 MW menjadi 0,392 MW (gambar 4.27b). Keluaran dari *condenser* 2 kemudian masuk ke *refrigerated drum* dengan tekanan 6 atm. Tekanan ini juga sesuai dengan spesifikasi desain pada *akumulator* yaitu 6 atm sehingga tekanan pada *refrigerated drum* mampu mencapai

setpoint setelah diberi gangguan. Laju alir *chilled water* menurun dari 3.980,43 kmol/jam menjadi 1315,41 kmol/jam (gambar 4.32b).

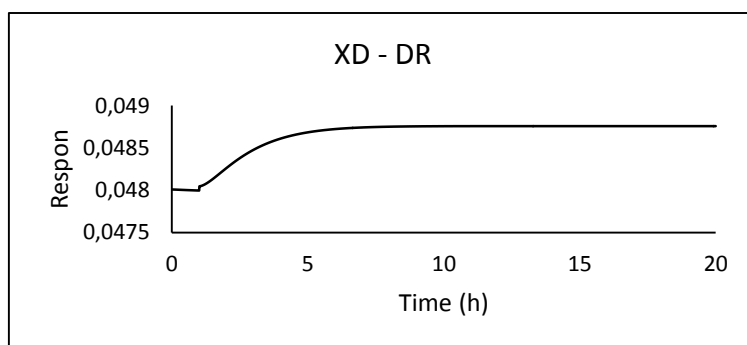
Produk *liquid* keluaran dari refluks *drum* kemudian menuju *splitter* yang membagi menjadi dua aliran yaitu refluks dan distilat. Aliran refluks meningkat dari 1.748 kmol/jam menjadi 1.755,87 kmol/jam (gambar 4.29b). Selanjutnya produk distilat merupakan pencampuran antara distilat dari refluks *drum* dan distilat dari *refrigerated drum*. Laju alir distilat menurun dari 254,339 kmol/jam menjadi 253,799 kmol/jam. Tetapi konsentrasi distilat mampu mencapai *setpoint* setelah diberi gangguan.

Selain itu, konsentrasi *bottom* juga mampu mencapai *setpoint* setelah diberi gangguan pengurangan laju alir walaupun laju alir menurun dari 254,032 kmol/jam menjadi 245,575 kmol/jam. *Reboiler duty* meningkat dari 9,948 MW menjadi 9,978 MW (gambar 4.28b).

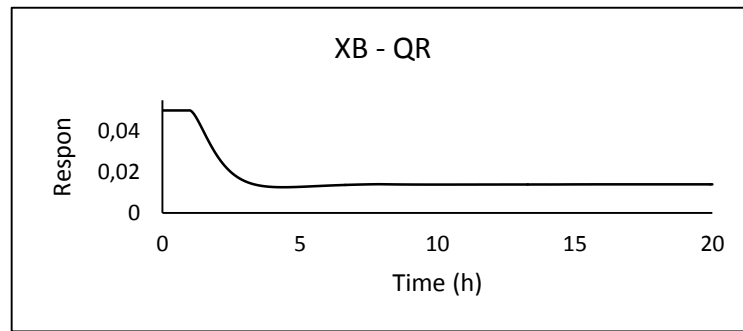
4.4 Identifikasi Transfer Fungsi

Identifikasi transfer fungsi dilakukan pada *aspen dynamic* dengan mengubah semua *mode controller* menjadi manual (tanpa *controller*). Kemudian memberikan *step* pada sistem *open loop*. *Step test* dilakukan pada $t = 1$ jam. *Step test* hanya dilakukan pada CCD dan CCB. Hal ini dikarenakan pada CCD dan CCB akan memakai pengendali yang tidak ada pada simulasi *Aspen Plus*.

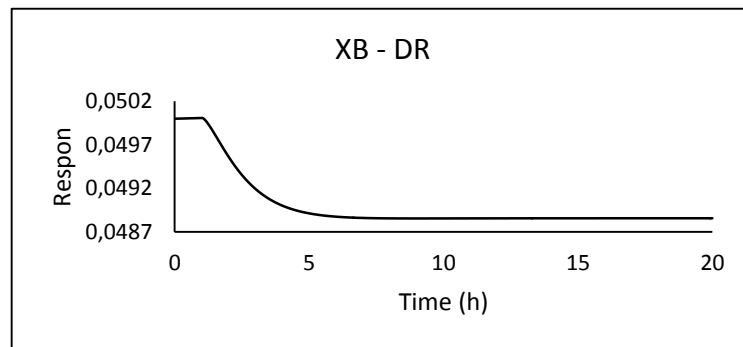
Berikut merupakan grafik respon pada masing – masing perubahan :



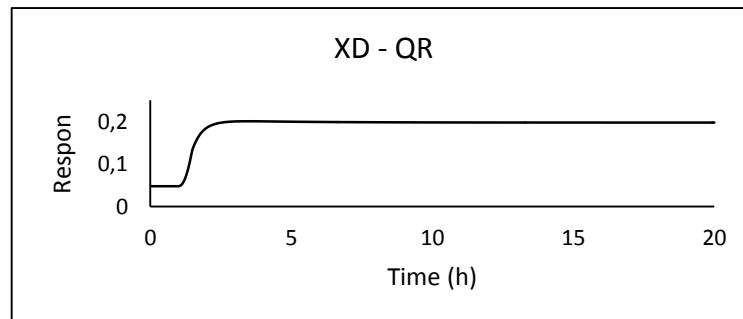
Gambar 4.33 Grafik perubahan *impurity* distilat (XD) terhadap laju alir distilat dari refluks *drum* (DR)



Gambar 4.34 Grafik perubahan *impurity bottom* (XB) terhadap *reboiler duty* (QR)



Gambar 4.35 Grafik perubahan *impurity bottom* (XB) terhadap laju alir distilat dari refluks *drum* (DR)



Gambar 4.36 Grafik perubahan *impurity* distilat (XD) terhadap *reboiler duty* (QR)

Dari grafik di atas, didapatkan transfer fungsi MIMO 2x2, selanjutnya dilakukan simulasi pengendali menggunakan *software Simulink*.

$$Gp_{11} = \frac{0,038046e^{-3s}}{9,063045s + 1} \quad (4.1)$$

$$Gp_{12} = \frac{0,748599e^{-16,823s}}{27,08569s + 1} \quad (4.2)$$

$$Gp_{21} = \frac{-0,057524e^{-10,776s}}{134,7644s + 1} \quad (4.3)$$

$$Gp_{22} = \frac{-1,803759e^{-9,497s}}{81,62643s + 1} \quad (4.4)$$

4.5 Analisa Interaksi

Analisa interaksi dilakukan untuk menentukan pasangan konfigurasi yang tepat. Karena dengan konfigurasi yang tepat dapat meminimalisir adanya interaksi antar variabel. Berikut merupakan rekomendasi *pairing* dengan metode *Relative Gain Array* (RGA) :

$$\begin{bmatrix} 2,6845 & -1,6845 \\ -1,6845 & 2,6845 \end{bmatrix} \quad (4.5)$$

Berdasarkan hasil RGA, maka *pairing* yang dipilih adalah 1-1/2-2. Pasangan yang direkomendasikan adalah X_D-DR dan X_B-QR artinya *impurity* distilat dikontrol dengan memanipulasi distilat dari refluks drum dan *impurity bottom* dikontrol dengan memanipulasi Q *reboiler*.

4.6 Perhitungan Decoupling

Berdasarkan fungsi transfer yang telah didapat, selanjutnya dilakukan perhitungan *decoupling* dengan rumus seperti yang telah dijelaskan di bab 2 sebagai berikut :

$$D_{12} = -\frac{G_{12}(s)}{G_{11}(s)} \quad (4.6)$$

$$D_{12} = -19,6762 \frac{9,063045s + 1}{27,08569s + 1} e^{-13,823s} \quad (4.7)$$

$$D_{21} = -\frac{G_{21}(s)}{G_{22}(s)} \quad (4.8)$$

$$D_{21} = -0,03189 \frac{81,62643s + 1}{134,7644s + 1} e^{-1,279s} \quad (4.9)$$

4.7 Tuning Parameter Pengendali

4.7.1 Worst Case

Parameter pada transfer fungsi model memiliki perbedaan dengan transfer fungsi proses sehingga harga deviasi yang digunakan pada penelitian ini sebesar \pm

20%. Batas bawah dan atas dari tiap – tiap parameter model proses tersebut membentuk kombinasi kasus dimana pada masing – masing kasus dihitung nilai $\max|T(j\omega)|$. Terdapat 8 kasus (pada lampiran D) yang merupakan kombinasi dari parameter *gain*, *dead time* dan *time constant*. Nilai $\max|T(j\omega)|$ paling besar terdapat pada case ke-6 dengan nilai masing – masing pada loop 1 = 1,284 dan loop 2 = 1,3771. Kombinasi parameter dengan nilai $\max|T(j\omega)|$ terbesar itulah yang merupakan kasus yang paling sulit dikendalikan (*worst case*). Berikut merupakan *worst case* model dari *de-isobutanizer dual condenser* :

Tabel 4.7 *Worst Case Model*

Pairing	Model Proses	Worst Case Model
1-1	$G_{p11} = \frac{0,038046e^{-3s}}{9,063045s + 1}$	$G_{p11} = \frac{0,0456552e^{-3,6s}}{7,250436s + 1}$
2-2	$G_{p22} = \frac{-1,803759e^{-9,49678s}}{81,62643s + 1}$	$G_{p22} = \frac{-2,1645108e^{-11,396136s}}{65,301144s + 1}$

4.7.2 Maximum Peak (Mp) Tuning

Metode Mp tuning digunakan untuk menentukan parameter pengendali dengan nilai $\max|T(j\omega)|=1,05$. Karena dengan nilai tersebut, overshoot yang dihasilkan kurang lebih 10%. Untuk mencari parameter pengendali (λ) dari masing-masing *loop*, pertama menghitung nilai λ tanpa memperhitungkan interaksi, artinya dianggap sebagai *single loop* dengan menggunakan persamaan 4.10 dan 4.11.

$$\frac{Y_1}{Y_{sp1}} = \frac{G_{c1}G_{p11}}{1+G_{c1}(G_{p11}-G_{pm11})} \quad (4.10)$$

$$\frac{Y_2}{Y_{sp2}} = \frac{G_{c2}G_{p22}}{1+G_{c2}(G_{p22}-G_{pm22})} \quad (4.11)$$

Hal ini dikarenakan perhitungan $|T(j\omega)|$ untuk sistem MIMO mengandung G_c *loop* yang lain. Agar iterasi menjadi sederhana, maka nilai λ yang dihitung secara SISO digunakan untuk menghitung λ MIMO (memperhitungkan interaksi) menggunakan persamaan 4.12 dan 4.13 [14].

$$\frac{Y_1}{Y_{sp1}} = \frac{G_{c1}G_{p11}+G_{c1}G_{c2}(G_{p11}G_{p22}-G_{p12}G_{p21})}{(1+G_{c1}G_{p11})(1+G_{c2}G_{p22})-G_{c1}G_{c2}G_{c12}G_{c21}} \quad (4.12)$$

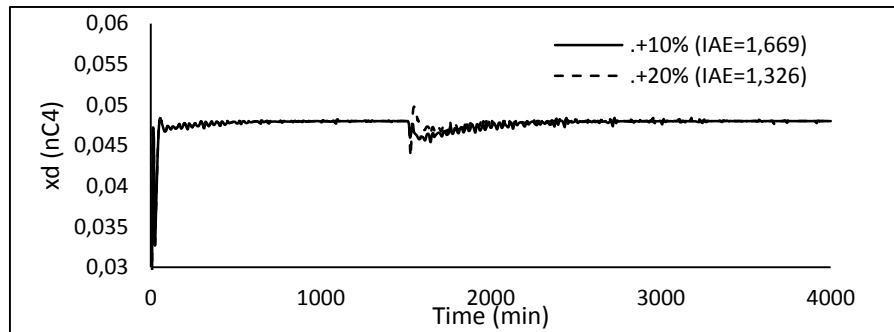
$$\frac{Y_2}{Y_{sp2}} = \frac{G_{c2}G_{p22}+G_{c1}G_{c2}(G_{p11}G_{p22}-G_{p12}G_{p21})}{(1+G_{c2}G_{p22})(1+G_{c2}G_{p22})-G_{c1}G_{c2}G_{c12}G_{c21}} \quad (4.13)$$

Berikut merupakan hasil tuning parameter Mp :

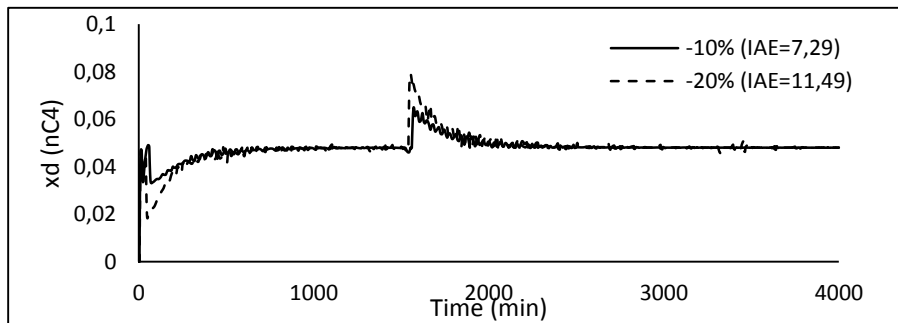
Tabel 4.8 Parameter Mp

Loop	λ SISO	λ MIMO
1	4,035	5,362
2	14,6368	18,8058

Transfer fungsi proses, *decoupling* dan parameter pengendali yang telah diperoleh selanjutnya digunakan pada simulasi *closed loop* menggunakan *simulink* dengan hasil sebagai berikut :

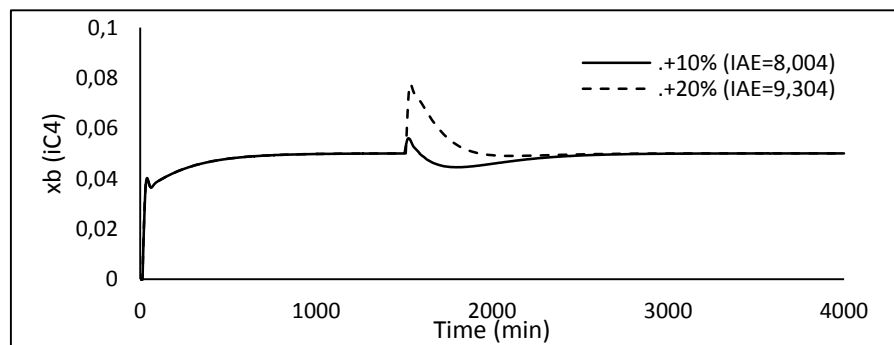


(a)

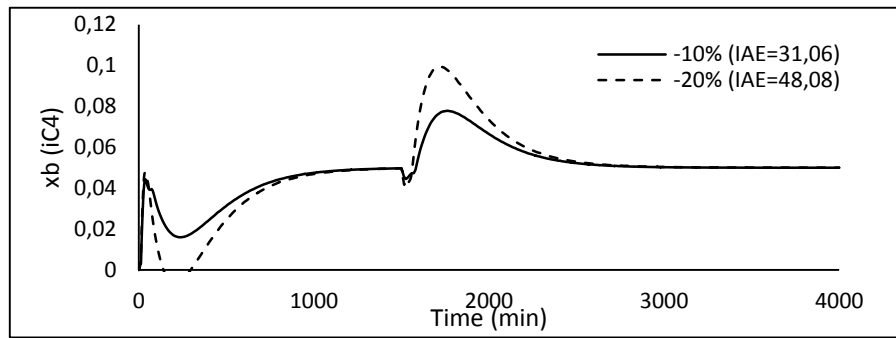


(b)

Gambar 4.37 Simulasi 1DoF IMC tanpa *Decoupling* pada *impurity* distilat (nC4) dengan *disturbance*: (a) penambahan laju alir *feed*; (b) pengurangan laju alir *feed*

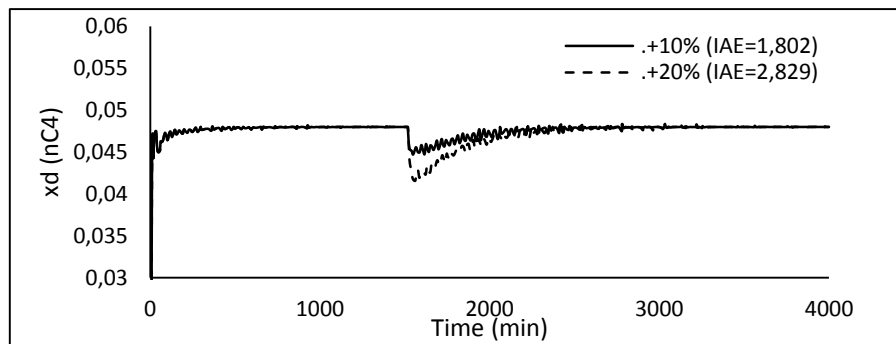


(a)

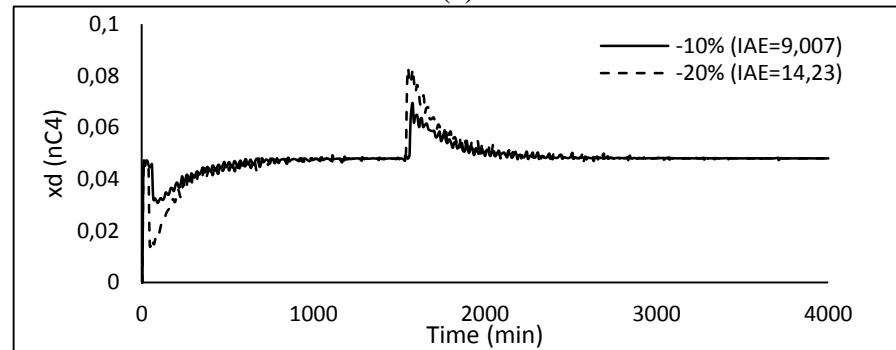


(b)

Gambar 4.38 Simulasi 1DoF IMC tanpa *Decoupling* pada *impurity bottom* (iC4) dengan *disturbance*: (a) penambahan laju alir *feed*; (b) pengurangan laju alir *feed*

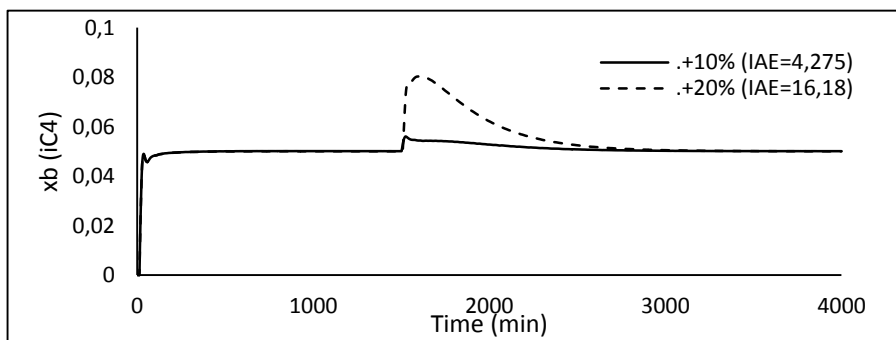


(a)

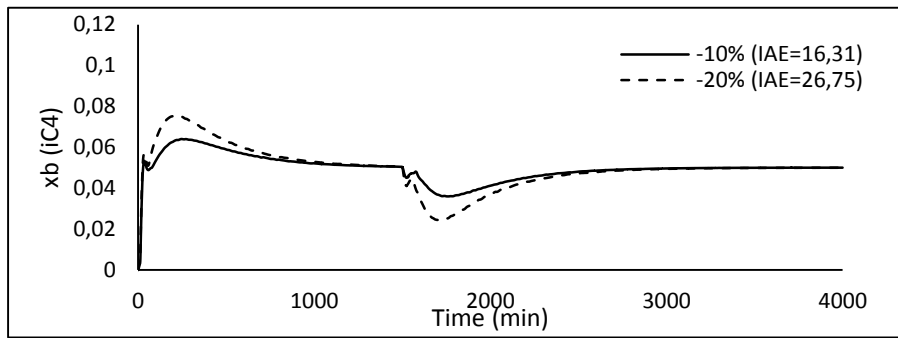


(b)

Gambar 4.39 Simulasi 1DoF IMC dengan *Decoupling* pada *impurity distilat* (nC4) dengan *disturbance*: (a) penambahan laju alir *feed*; (b) pengurangan laju alir *feed*

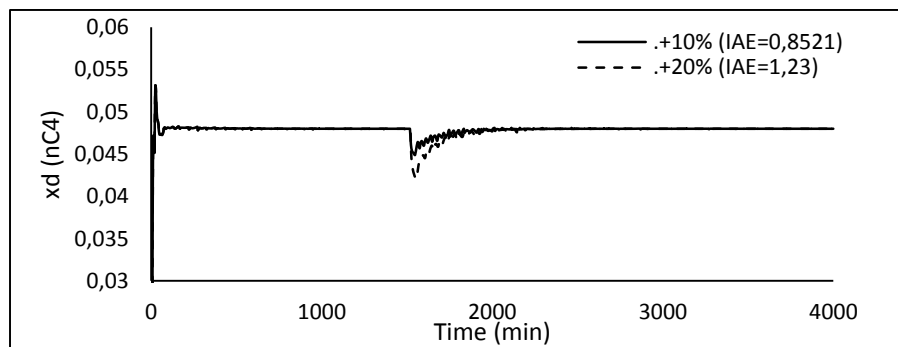


(a)

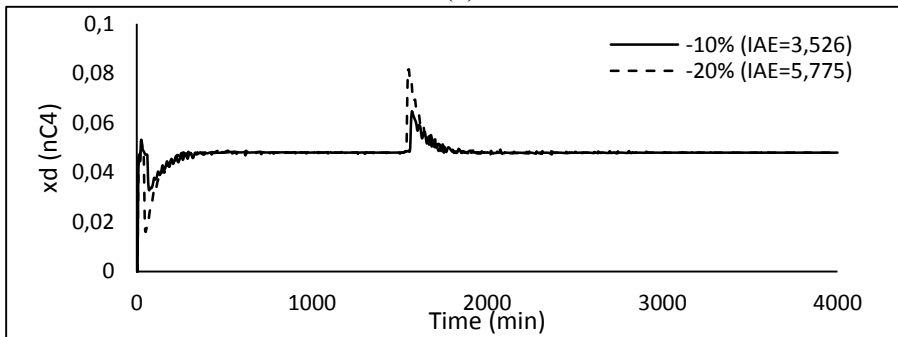


(b)

Gambar 4.40 Simulasi 1DoF IMC dengan *Decoupling* pada *impurity bottom* (iC4) dengan *disturbance*: (a) penambahan laju alir *feed*; (b) pengurangan laju alir *feed*

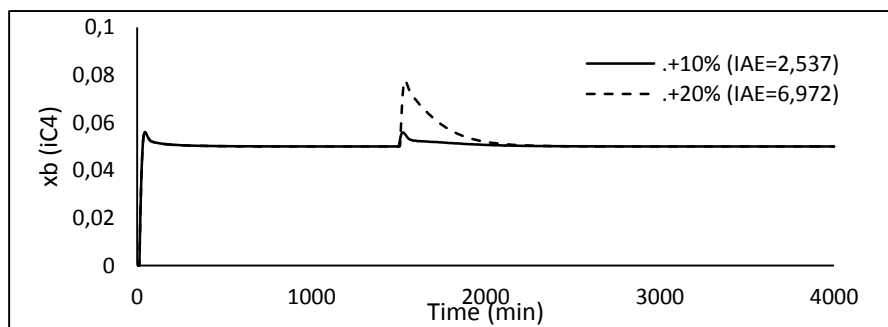


(a)

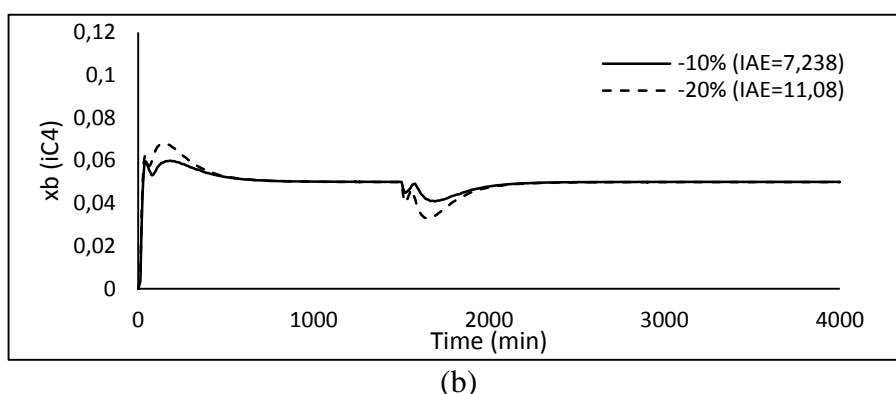


(b)

Gambar 4.41 Simulasi 1DoF IMC dengan *Invers Decoupling* pada *impurity distilat* (nC4) dengan *disturbance*: (a) penambahan laju alir *feed*; (b) pengurangan laju alir *feed*



(a)



(b)
Gambar 4.42 Simulasi 1DoF IMC dengan Invers *Decoupling* pada *impurity bottom* (iC4) dengan *disturbance*: (a) penambahan laju alir *feed*; (b) pengurangan laju alir *feed*

Gambar 4.37 sampai dengan gambar 4.42 merupakan hasil simulasi MIMO 1DoF IMC tanpa *decoupling*, dengan *decoupling*, dan invers *decoupling*. Pada menit ke 1, dilakukan perubahan *step* dan didapatkan hasil bahwa simulasi mampu melakukan *tracking set point* dengan baik. Kemudian setelah mencapai *steady*, pada menit ke 1500 diberi *disturbance* berupa laju alir *feed* sebesar $\pm 10\%$ dan $\pm 20\%$.

Pada *impurity* distilat (nC₄) dengan pemberian *disturbance* +10% dan +20% laju alir *feed* pada gambar 4.37(a), 4.39(a), dan 4.41(a) respon yang terlihat adalah fraksi nC₄ cenderung turun kemudian naik hingga mencapai *setpoint* kembali. Hal ini karena pada penambahan laju alir *feed* dengan spesifikasi kolom yang sama, reboiler tidak mampu menguapkan lebih banyak nC₄ sehingga nC₄ yang terikut pada *overhead* semakin berkurang. Hal ini menyebabkan fraksi nC₄ pada distilat (merupakan penjumlahan dari laju alir distilat dari refluks *drum* dan *refrigerated drum*) juga berkurang. Pada saat nC₄ di distilat kurang dari *setpoint*, maka *control valve* akan terbuka (*reverse acting*) sehingga laju alir produk distilat dari refluks *drum* yang mengandung lebih banyak nC₄ meningkat. Kemudian di *mix* dengan produk distilat dari *refrigerated drum* yang mengandung lebih sedikit nC₄. *Control valve* terbuka sampai komposisi nC₄ di distilat sesuai *setpoint*.

Sebaliknya, pada pengurangan laju alir *feed* (-10% dan -20%) pada gambar 4.37(b), 4.39(b), dan 4.41(b), fraksi nC₄ cenderung naik kemudian perlahan turun hingga stabil. Hal ini karena pada pengurangan laju alir dengan spesifikasi kolom yang sama, reboiler mampu menguapkan lebih banyak nC₄ sehingga nC₄ yang

terikut pada *overhead* lebih banyak. Apabila terlalu banyak *impurity* (nC_4) pada distilat maka *valve* pada laju alir distilat dari refluks *drum* akan menutup (*reverse acting*) sampai komposisi nC_4 mencapai *setpoint*.

Pada *impurity bottom* (iC_4) dengan pemberian *disturbance* +10% dan +20% laju alir *feed*, respon yang terlihat pada gambar 4.38(a), 4.40(a), dan 4.42(a) adalah fraksi iC_4 cenderung naik kemudian turun hingga mencapai *setpoint* kembali. Hal ini karena saat terjadi penambahan laju alir *feed*, dengan beban reboiler yang sama menyebabkan iC_4 yang menguap berkurang sehingga lebih banyak iC_4 yang terakumulasi pada produk bawah. Apabila terlalu banyak *impurity* (iC_4) pada *bottom* produk maka beban *reboiler* harus ditambah. Kebutuhan *steam* menjadi lebih banyak untuk menguapkan iC_4 , sehingga aliran *steam* akan terus ditambah dengan membuka *valve* (*direct acting*).

Sebaliknya, pada pengurangan laju alir *feed* (-10% dan -20%) pada gambar 4.38(b), 4.40(b), dan 4.42(b), fraksi iC_4 cenderung turun kemudian naik hingga mencapai *setpoint*. Pengurangan laju alir *feed* dengan beban reboiler yang sama menyebabkan lebih banyak iC_4 yang menguap sehingga fraksi iC_4 pada produk bawah berkurang. Apabila iC_4 berkurang maka beban reboiler harus dikurangi agar iC_4 yang menguap berkurang dengan menutup *valve* pada aliran *steam* (*direct acting*).

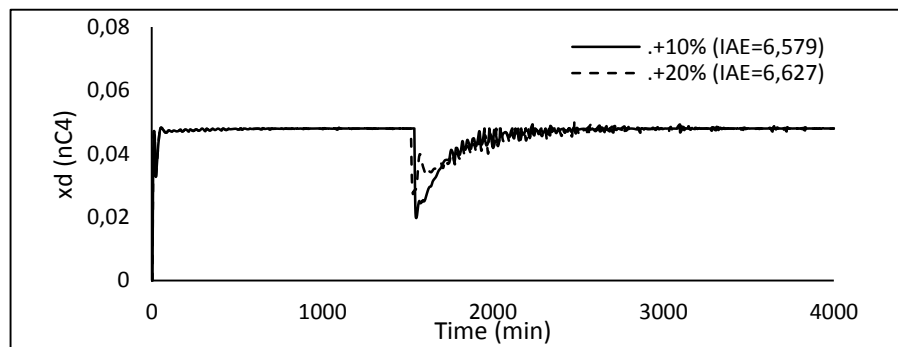
Pada gambar 4.37 dan 4.38 menggunakan *controller* 1DoF IMC tanpa *decoupling*. Respon yang dihasilkan adalah bergerigi (gambar 4.37) yang menunjukkan bahwa adanya interaksi yang kuat antar *loop* yang masih belum teratasi dengan menggunakan pengendali tersebut. Pada gambar 4.38b saat diberi gangguan pengurangan laju alir, hasil respon turun tetapi kemudian naik dan menghasilkan *overshoot* yang cukup besar. Hal ini karena pada saat terjadi pengurangan laju alir *feed*, *impurity* di distilat meningkat maka *control valve* pada laju alir distilat dari refluks *drum* (*manipulated variable* dari *composition* distilat) menutup dan *impurity bottom* menurun maka *steam* dikurangi. Namun pengurangan *steam* menyebabkan *impurity bottom* naik sesaat tetapi kemudian mencapai *setpoint* kembali. Apabila ditinjau dari sistem MIMO, interaksi yang terjadi antar *loop* sangat kuat, artinya pada saat sistem diberi gangguan, maka G_{c1} akan melakukan aksi korektif agar respon nC_4 kembali ke *setpoint*, tetapi G_{c1} mempengaruhi respon

pada iC_4 melalui *off diagonal* proses (G_{p21}) sehingga iC_4 menyimpang dari *setpoint*-nya. Maka G_{c2} akan mengembalikan iC_4 pada *setpoint*. Perubahan ini mempengaruhi nC_4 melalui G_{p12} , sehingga nC_4 menyimpang dari *setpoint*. Demikian seterusnya hingga dicapai kondisi *steady state*. *Off diagonal* proses pada sistem MIMO berperan dalam interaksi antar *loop*. Interaksi inilah yang menyebabkan respon pada gambar 4.38 menghasilkan kenaikan yang cukup besar. Untuk mengurangi interaksi maka digunakan *decoupling* yang bekerja seolah – olah sebagai sistem SISO, artinya apabila ada *disturbance* pada sistem maka aksi korektif *controller* pada satu *loop* tidak akan berpengaruh pada respon *loop* yang lainnya.

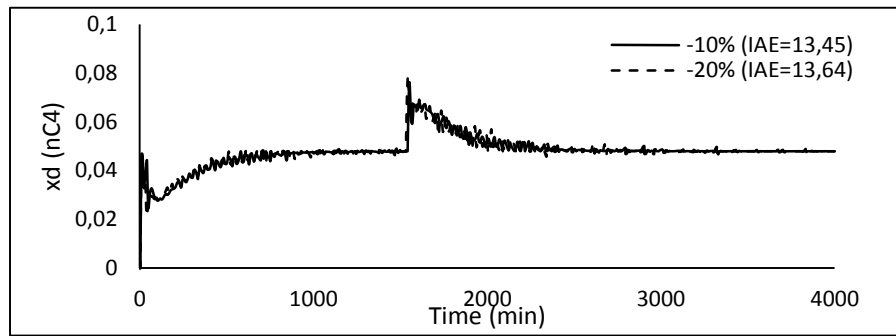
Pada gambar 4.39 dan 4.40 menggunakan *controller* 1DoF IMC dengan *decoupling*. Gambar 4.39 masih menunjukkan respon bergerigi, namun pada gambar 4.40 terlihat bahwa *overshoot* pada respon berkurang. Penggunaan *decoupling* mampu mengurangi interaksi antar *loop* namun belum sepenuhnya berhasil.

Pada gambar 4.41 dan 4.42 menggunakan *controller* 1DoF IMC dengan invers *decoupling*. Terlihat pada gambar 4.41 respon bergerigi berkurang dan pada gambar 4.42 tidak terlihat *overshoot* respon seperti pada gambar 4.38. Hal ini menunjukkan penggunaan invers *decoupling* mampu mengurangi interaksi dan menghasilkan respon yang lebih baik daripada *decoupling*.

Selain pemberian *disturbance* berupa penambahan dan pengurangan laju alir *feed*, juga dilakukan pemberian *disturbance* berupa komposisi C_2 di *feed*. Berikut ini merupakan grafik hasil simulasi menggunakan *simulink* dengan *disturbance* perubahan komposisi C_2 di *feed* sebesar $\pm 10\%$ dan $\pm 20\%$:

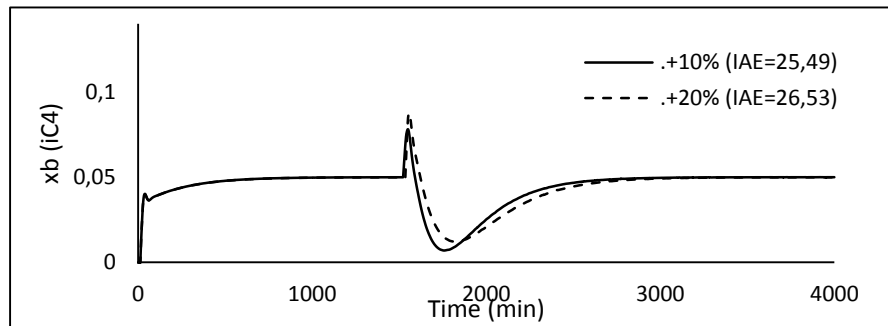


(a)

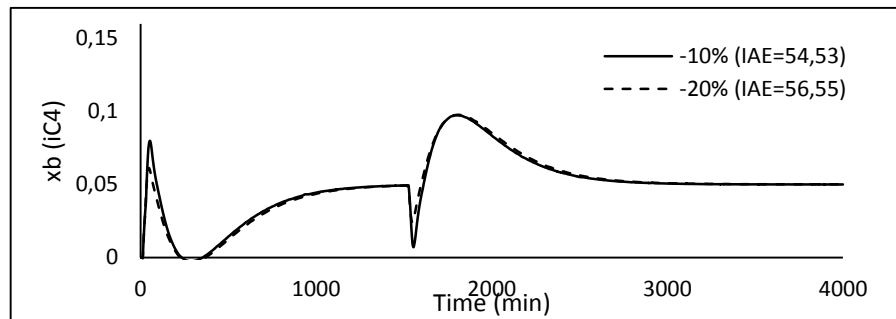


(b)

Gambar 4.43 Simulasi 1DoF IMC tanpa *Decoupling* pada *impurity* distilat (nC4) dengan *disturbance*: (a) penambahan komposisi C_2 di *feed*; (b) pengurangan komposisi C_2 di *feed*

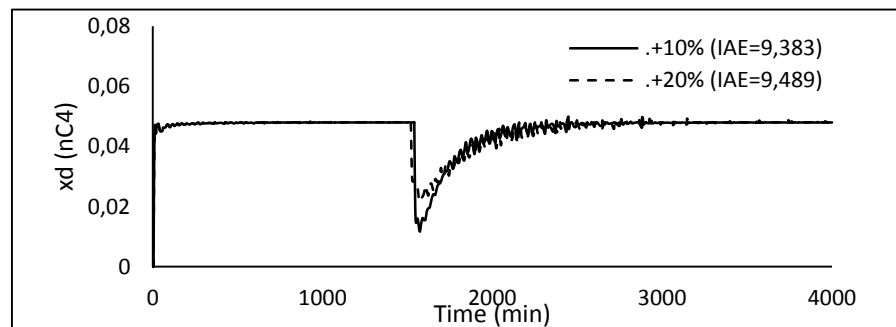


(a)

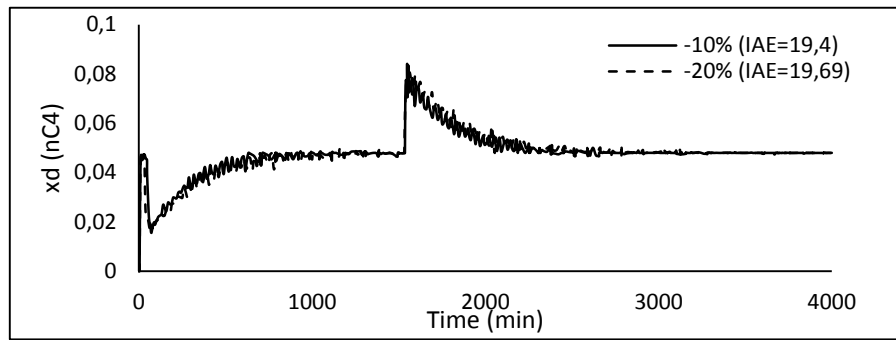


(b)

Gambar 4.44 Simulasi 1DoF IMC tanpa *Decoupling* pada *impurity* bottom (iC4) dengan *disturbance*: (a) penambahan komposisi C_2 di *feed*; (b) pengurangan komposisi C_2 di *feed*

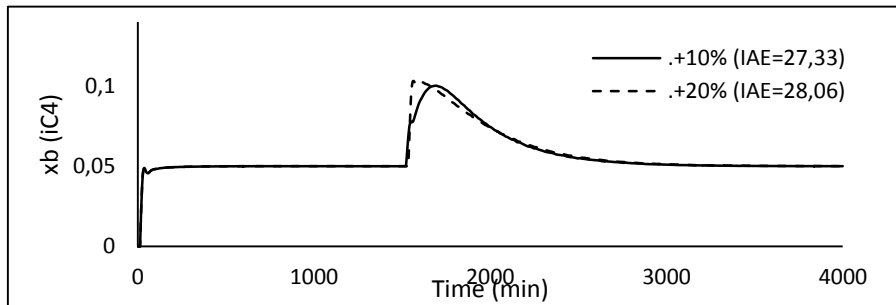


(a)

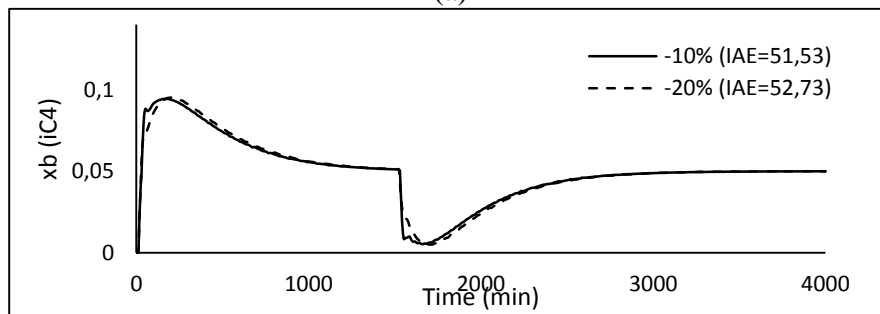


(b)

Gambar 4.45 Simulasi 1DoF IMC dengan *Decoupling* pada *impurity* distilat (nC4) dengan *disturbance* : (a) penambahan komposisi C₂ di *feed*; (b) pengurangan komposisi C₂ di *feed*

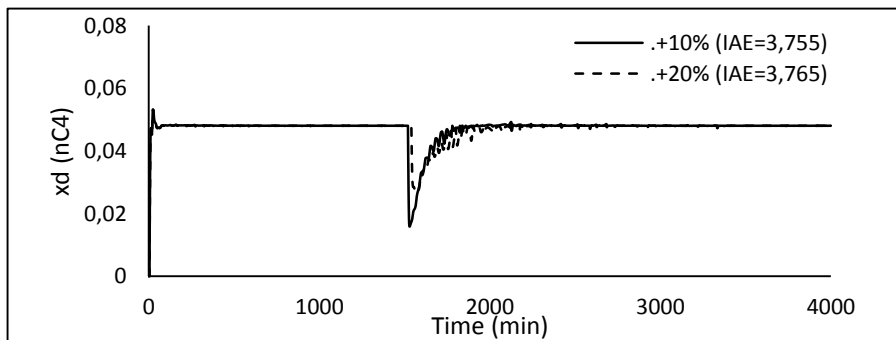


(a)

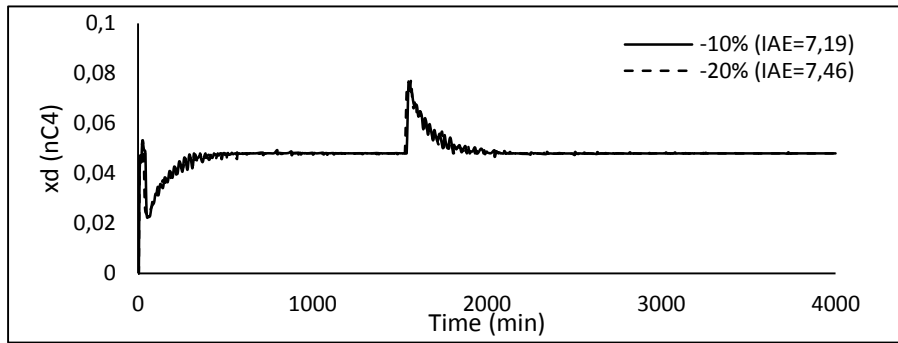


(b)

Gambar 4.46 Simulasi 1DoF IMC dengan *Decoupling* pada *impurity* bottom (iC4) dengan *disturbance* : (a) penambahan komposisi C₂ di *feed*; (b) pengurangan komposisi C₂ di *feed*

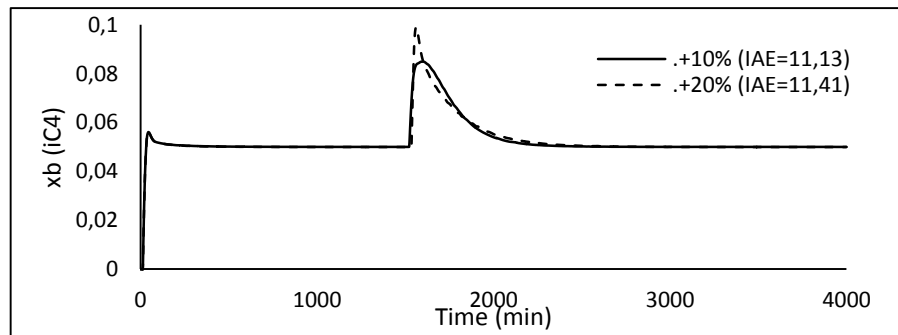


(a)

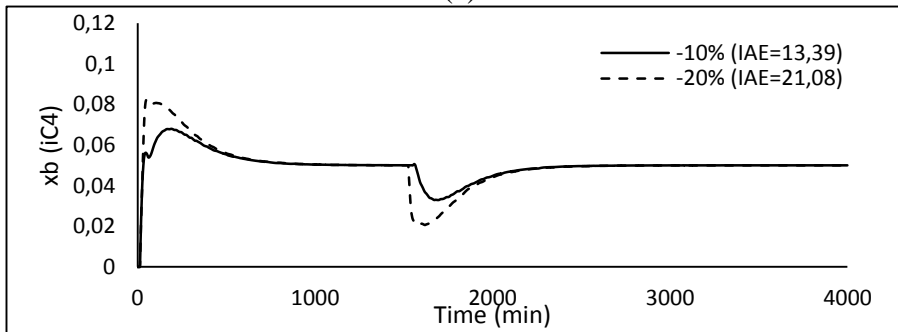


(b)

Gambar 4.47 Simulasi 1DoF IMC dengan Invers *Decoupling* pada *impurity* distilat (nC4) dengan *disturbance*: (a) penambahan komposisi C_2 di *feed*; (b) pengurangan komposisi C_2 di *feed*



(a)



(b)

Gambar 4.48 Simulasi 1DoF IMC dengan Invers *Decoupling* pada *impurity* bottom (iC4) dengan *disturbance* : (a) penambahan komposisi C_2 di *feed*; (b) pengurangan komposisi C_2 di *feed*

Gambar 4.43 sampai dengan gambar 4.48 merupakan hasil simulasi MIMO 1DoF IMC tanpa *decoupling*, dengan *decoupling*, dan invers *decoupling*. Pada menit ke 1, dilakukan perubahan *step* dan didapatkan hasil bahwa simulasi mampu melakukan *tracking set point* dengan baik. Kemudian setelah mencapai *steady*, pada menit ke 1500 diberi *disturbance* berupa komposisi *feed* (C_2) sebesar $\pm 10\%$ dan $\pm 20\%$.

Pada *impurity* distilat (nC₄) dengan pemberian *disturbance* +10% dan +20% komposisi C₂ *feed* pada gambar 4.43(a), 4.45(a), dan 4.47(a) respon yang terlihat adalah fraksi nC₄ cenderung turun kemudian naik hingga mencapai *setpoint* kembali. Hal ini karena C₂ yang memiliki titik didih terendah dari semua komponen mampu menguap seluruhnya. Namun penguapan nC₄ menjadi berkurang karena energi reboiler lebih banyak menguapkan C₂ sehingga fraksi nC₄ pada distilat menjadi lebih sedikit. Pada saat nC₄ di distilat kurang dari *setpoint*, maka *control valve* akan terbuka (*reverse acting*) sehingga laju alir produk distilat dari refluks *drum* yang mengandung lebih banyak nC₄ meningkat. *Control valve* terbuka sampai komposisi nC₄ di distilat sesuai *setpoint*.

Sebaliknya, pada pengurangan komposisi C₂ *feed* (-10% dan -20%) pada gambar 4.43(b), 4.45(b), dan 4.47(b), nC₄ cenderung naik kemudian perlahan turun hingga mencapai *setpoint*. Hal ini karena dengan spesifikasi kolom yang sama, C₂ yang menguap berkurang dan lebih banyak nC₄ yang menguap sehingga nC₄ yang terikut pada *overhead* lebih banyak. Apabila terlalu banyak *impurity* (nC₄) pada distilat maka *valve* pada laju alir distilat dari refluks *drum* akan menutup (*reverse acting*) sampai komposisi nC₄ mencapai *setpoint*.

Pada *impurity bottom* (iC₄) dengan pemberian *disturbance* +10% dan +20% komposisi C₂ *feed*, respon yang terlihat pada gambar 4.44(a), 4.46(a), dan 4.48(a) adalah fraksi iC₄ cenderung naik kemudian turun hingga mencapai *setpoint* kembali. Hal ini karena penambahan komposisi C₂ di *feed* menyebabkan energi reboiler lebih banyak dipakai untuk menguapkan C₂ sehingga iC₄ yang menguap berkurang dan menyebabkan iC₄ terakumulasi pada produk bawah. Apabila terlalu banyak *impurity* (iC₄) pada *bottom* produk maka beban *reboiler* harus ditambah. Penambahan beban reboiler membutuhkan lebih banyak *steam* untuk menguapkan iC₄, sehingga aliran *steam* akan terus ditambah dengan membuka *valve* (*direct acting*). Sebaliknya, pada pengurangan komposisi C₂ *feed* (-10% dan -20%) pada gambar 4.44(b), 4.46(b), dan 4.48(b), fraksi iC₄ cenderung turun kemudian naik hingga mencapai *setpoint*. Pengurangan laju alir *feed* menyebabkan C₂ yang menguap berkurang dan lebih banyak fraksi iC₄ yang menguap sehingga *impurity* pada produk bawah berkurang. Apabila iC₄ berkurang maka beban reboiler harus

dikurangi agar iC_4 yang menguap berkurang dengan menutup *valve* pada aliran *steam* (*direct acting*).

Pada gambar 4.43 dan 4.44 menggunakan *controller* 1DoF IMC tanpa *decoupling*. Respon yang dihasilkan adalah bergerigi (gambar 4.43), sama halnya dengan respon pada gambar 4.37. Sementara itu, pada gambar 4.38a saat diberi gangguan penambahan komposisi C_2 di *feed*, hasil respon naik tetapi kemudian turun dan menghasilkan *overshoot* yang besar. Naiknya C_2 di *feed* menyebabkan nC_4 di distilat berkurang sehingga *control valve* akan membuka. Namun membukanya *control valve* tersebut ternyata membuat iC_4 di *bottom* berkurang. Sama halnya dengan gambar 4.38b saat diberi gangguan pengurangan komposisi C_2 di *feed*, hasil respon turun kemudian naik secara signifikan kemudian mencapai *setpoint* kembali. Menutupnya *control valve* pada distilat menyebabkan naiknya iC_4 di *bottom*. Kuatnya interaksi antar *loop* menyebabkan respon yang dihasilkan mengandung *overshoot* sehingga IAE memberikan nilai yang cukup besar.

Pada gambar 4.45 dan 4.46 menggunakan *controller* 1DoF IMC dengan *decoupling*. Gambar 4.45 masih menunjukkan respon bergerigi, namun pada gambar 4.46 terlihat bahwa *overshoot* pada respon berkurang. Penggunaan *decoupling* mampu mengurangi interaksi antar *loop* namun belum sepenuhnya berhasil.

Pada gambar 4.47 dan 4.48 menggunakan *controller* 1DoF IMC dengan invers *decoupling*. Terlihat pada gambar 4.47 respon bergerigi berkurang dan pada gambar 4.48 lebih cepat mencapai *setpoint* kembali dibandingkan dengan gambar 4.46. Hal ini menunjukkan penggunaan invers *decoupling* mampu mengurangi interaksi secara signifikan.

Berdasarkan hasil respon yang diperoleh, apabila dibandingkan antara respon pada pemberian *disturbance* laju alir *feed* dan *disturbance* komposisi C_2 di *feed* menunjukkan bahwa pemberian *disturbance* komposisi C_2 di *feed* lebih sensitif terhadap gangguan dibandingkan dengan pemberian *disturbance* laju alir *feed*. Sebagai contoh, pada gambar 4.37a (*disturbance* laju alir *feed*) dan gambar 4.43a (komposisi C_2 di *feed*) sama – sama diberi *disturbance* 10% dan 20%. Hasil respon terlihat bahwa pada gambar 4.37a fraksi nC_4 turun hanya sampai 0,042 sedangkan pada gambar 4.43a fraksi nC_4 turun sampai 0,02. Hal ini membuktikan bahwa saat

diberi *disturbance* dengan perubahan yang sama, *disturbance* komposisi C_2 di *feed* memberikan perubahan yang lebih signifikan. Apabila dibandingkan dengan nilai IAE yang diperoleh, *disturbance* komposisi C_2 di *feed* memberikan nilai IAE paling besar dibandingkan *disturbance* laju alir *feed*. Artinya semakin sensitif suatu respon terhadap gangguan maka semakin banyak error yang dihasilkan

4.7.3 Gain Margin (GM) Tuning

Berdasarkan hasil respon dengan menggunakan 1DoF IMC, terdapat kelemahan yaitu memberikan respon yang lambat dalam penolakan gangguan. Oleh karena itu, untuk memperbaiki respon penolakan gangguan maka digunakan 2DoF IMC. Pada 2DoF IMC terdapat 2 *controller* yaitu G_{c1} sebagai pengendali *setpoint* yang didapat dari *tuning maximum peak* dan G_{c2} sebagai pengendali *disturbance* yang didapat dari *tuning gain margin*. Parameter pengendali gangguan yaitu λ_2 dan α didapat dari perhitungan fungsi transfer *open loop* struktur 2DOF IMC secara SISO dengan rumus sebagai berikut :

$$G_{ol1} = G_{c12} (G_{p11} - G_{pm11})$$

$$G_{ol2} = G_{c22} (G_{p22} - G_{pm22})$$

G_{c11} merupakan pengendali *setpoint* dan G_{c12} merupakan pengendali *disturbance*. Kemudian dibuat *Nyquist Plot* yang menghasilkan nilai GM dari 1,7 hingga 4 dan nilai GM optimal adalah yang menghasilkan IAE kedua *loop* paling kecil. Berikut merupakan hasil IAE yang diperoleh pada rentang nilai GM antara 1,7 – 4 yang ditunjukkan oleh table 4.9 di bawah ini:

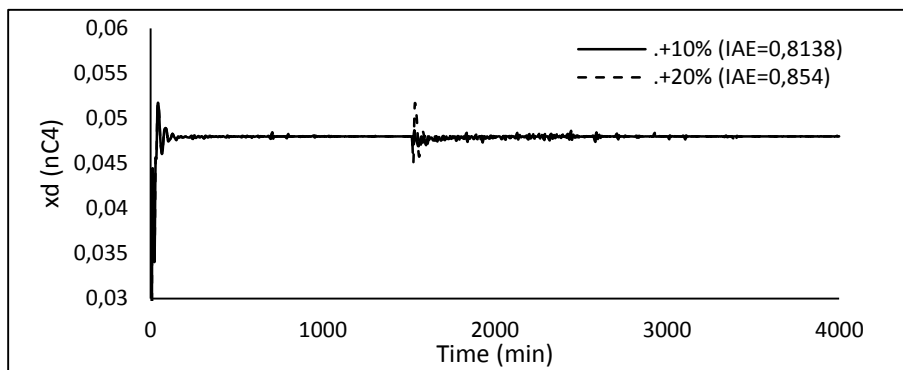
Tabel 4.9 Nilai GM

Nilai GM	Loop 1			Loop 2		
	α	λ	IAE	α	λ	IAE
1,7	14,0458	4,8258	0,6903	49,2753	16,9253	2,29
1,8	13,2558	4,8258	0,6555	46,5053	16,9253	2,04
1,9	12,5358	4,8258	0,6234	43,7353	16,9253	1,844
2	11,8958	4,8258	0,6216	41,4953	16,9253	1,84
2,1	11,3158	4,8258	0,6366	39,4753	16,9253	2,068
2,2	10,7358	4,8258	0,6255	37,6353	16,9253	2,276
2,3	10,2558	4,8258	0,6433	35,9553	16,9253	2,467
2,4	9,8158	4,8258	1,049	34,1853	16,9253	4,079
2,5	9,4058	4,8258	1,11	32,7653	16,9253	4,422
2,6	8,9858	4,8258	1,152	31,4553	16,9253	4,737
2,7	8,6358	4,8258	1,194	30,2453	16,9253	5,028
2,8	8,3058	4,8258	1,252	28,9153	16,9253	5,35

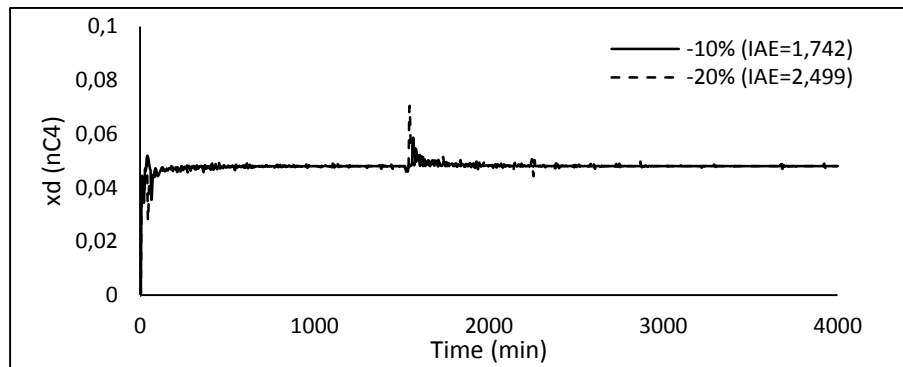
2,9	8,0058	4,8258	1,273	27,8653	16,9253	5,604
3	7,6858	4,8258	1,317	26,8853	16,9253	5,839
3,1	7,4158	4,8258	1,344	25,9653	16,9253	6,061
3,2	7,1658	4,8258	1,373	24,9153	16,9253	6,314
3,3	6,9358	4,8258	1,407	24,1053	16,9253	6,509
3,4	6,6758	4,8258	1,441	23,3453	16,9253	6,694
3,5	6,4658	4,8258	1,472	22,6253	16,9253	6,868
3,6	6,2658	4,8258	1,489	21,7653	16,9253	7,073
3,7	6,0758	4,8258	1,514	21,1153	16,9253	7,231
3,8	5,8658	4,8258	1,535	20,5053	16,9253	7,379
3,9	5,6958	4,8258	1,558	19,7553	16,9253	7,559
4	5,5358	4,8258	1,575	19,2053	16,9253	7,691

Berdasarkan hasil yang diperoleh, maka nilai GM optimum adalah 2. Hal ini ditunjukkan dengan nilai IAE yang paling kecil.

Berikut merupakan hasil simulasi 2DoF IMC dengan tuning Mp-GM :

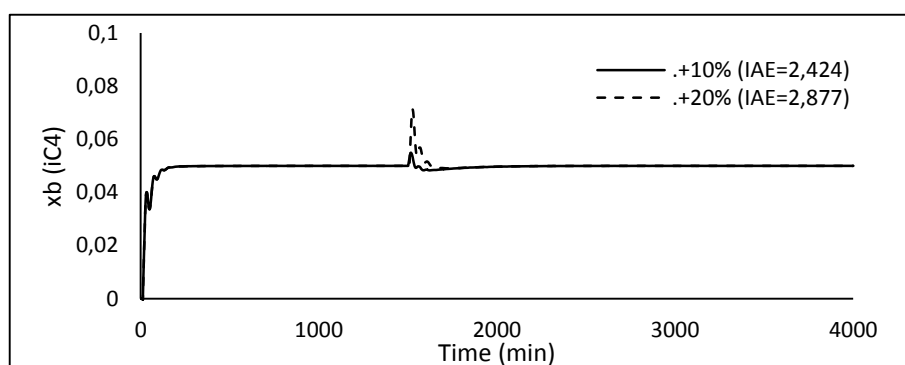


(a)

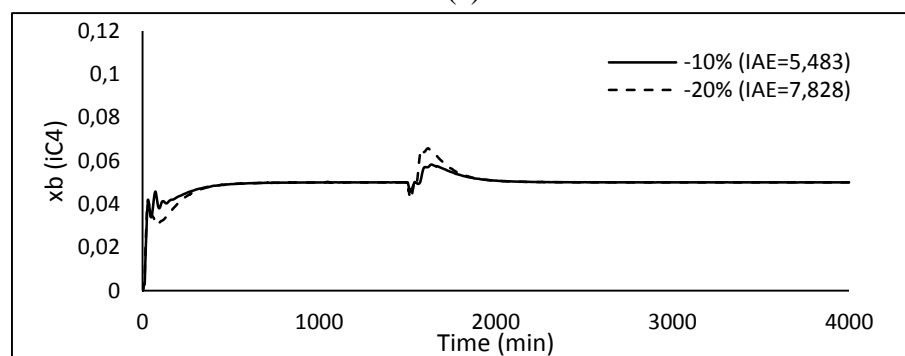


(b)

Gambar 4.49 Simulasi 2DoF IMC tanpa *Decoupling* pada *impurity* distilat (nC4) dengan *disturbance*: (a) penambahan laju alir *feed*; (b) pengurangan laju alir *feed*

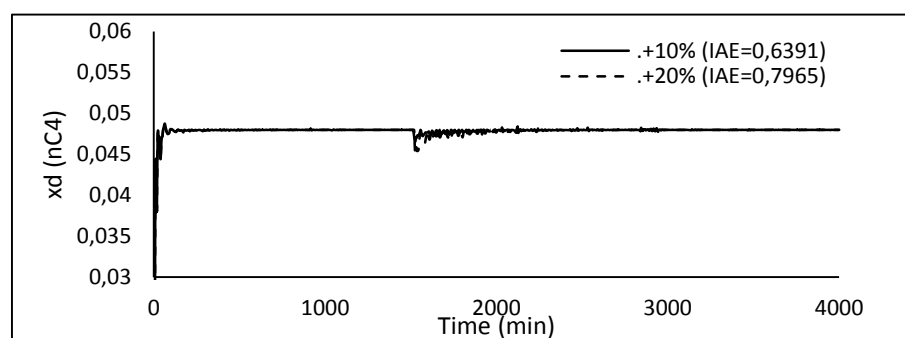


(a)

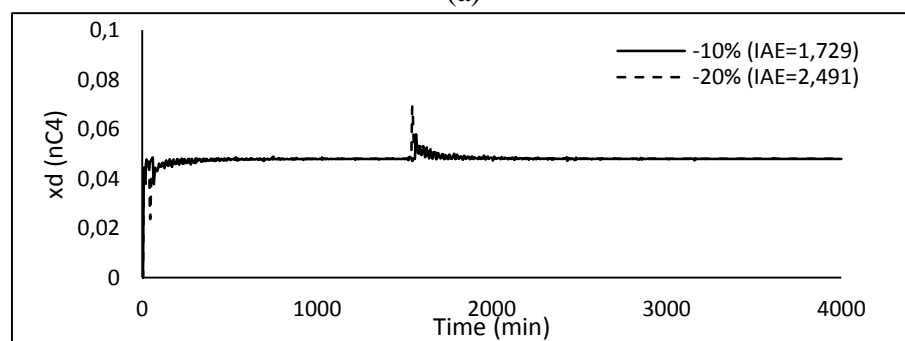


(b)

Gambar 4.50 Simulasi 2DoF IMC tanpa *Decoupling* pada *impurity bottom* (iC4) dengan *disturbance*: (a) penambahan laju alir *feed*; (b) pengurangan laju alir *feed*

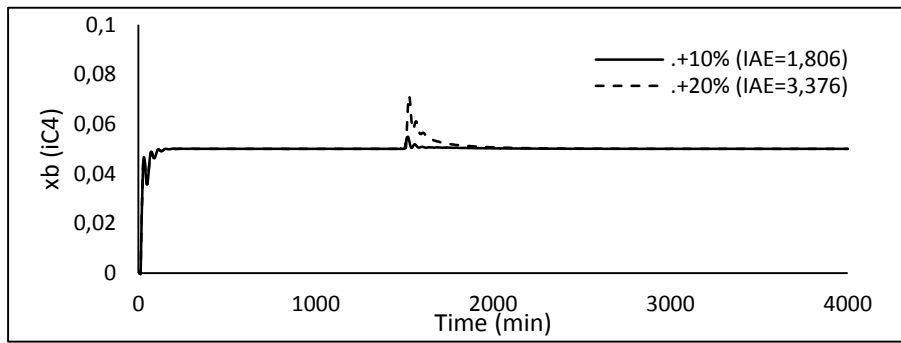


(a)

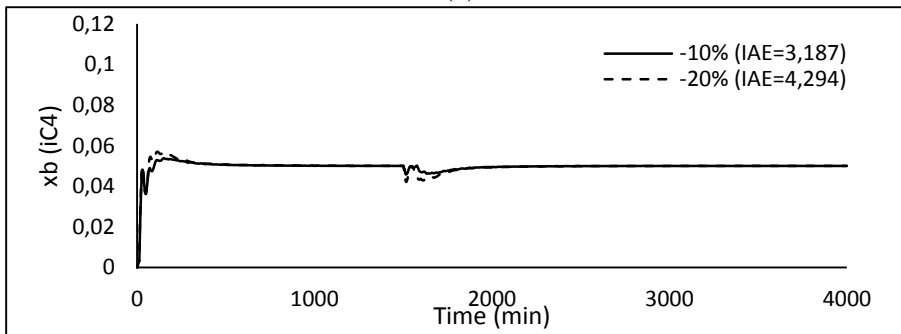


(b)

Gambar 4.51 Simulasi 2DoF IMC dengan *Decoupling* pada *impurity distilat* (nC4) dengan *disturbance*: (a) penambahan laju alir *feed*; (b) pengurangan laju alir *feed*

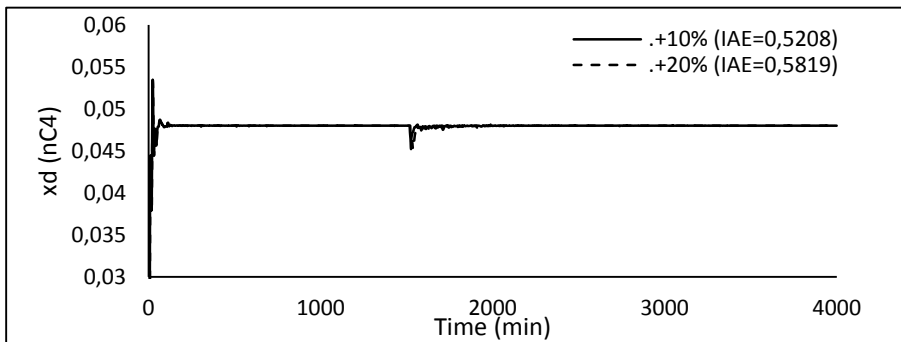


(a)

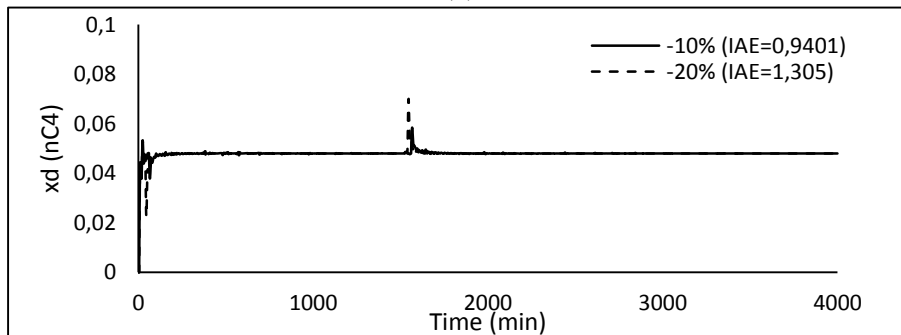


(b)

Gambar 4.52 Simulasi 2DoF IMC dengan *Decoupling* pada *impurity bottom* (iC4) dengan *disturbance*: (a) penambahan laju alir *feed*; (b) pengurangan laju alir *feed*

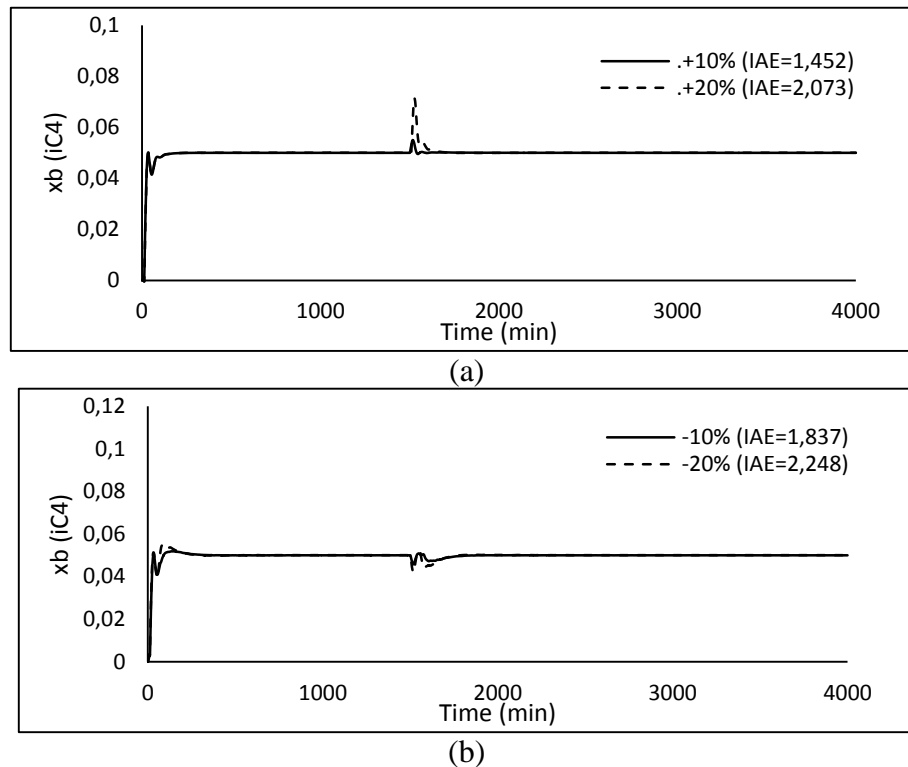


(a)



(b)

Gambar 4.53 Simulasi 2DoF IMC dengan Invers *Decoupling* pada *impurity* distilat (nC4) dengan *disturbance*: (a) penambahan laju alir *feed*; (b) pengurangan laju alir *feed*



Gambar 4.54 Simulasi 2DoF IMC dengan Invers *Decoupling* pada *impurity bottom* (iC4) dengan *disturbance*: (a) penambahan laju alir *feed*; (b) pengurangan laju alir *feed*

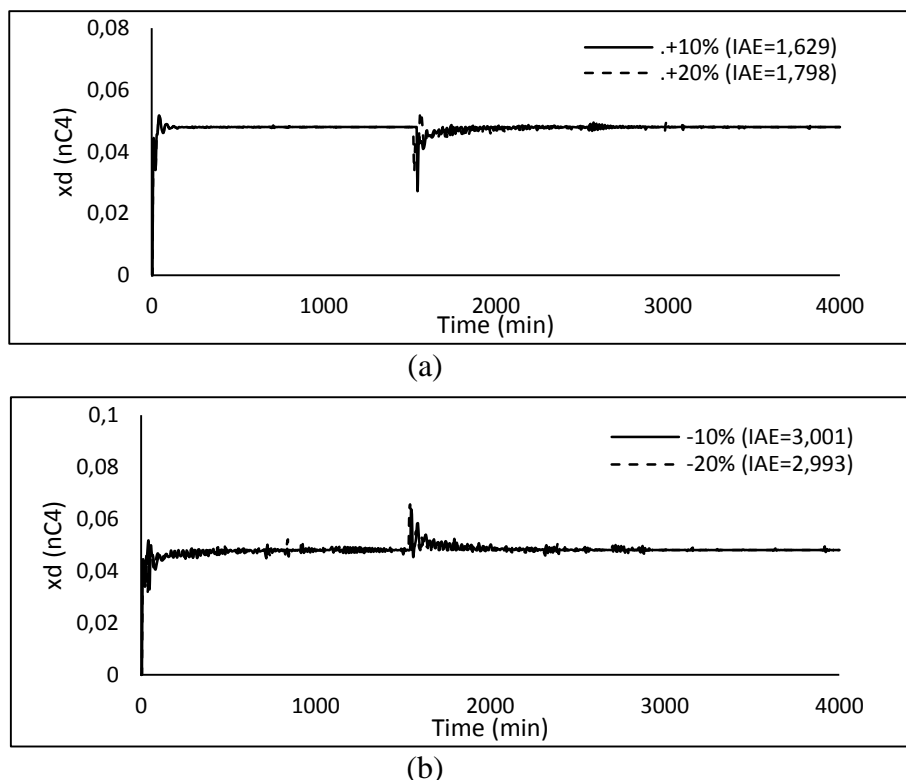
Gambar 4.49 sampai dengan gambar 4.54 merupakan hasil simulasi MIMO 2DoF IMC tanpa *decoupling*, dengan *decoupling*, dan invers *decoupling* dengan tuning Mp-GM. Pada menit ke 1, dilakukan perubahan *step* dan didapatkan hasil bahwa simulasi mampu melakukan *tracking set point* dengan baik. Kemudian setelah mencapai *steady*, pada menit ke 1500 diberi *disturbance* berupa laju alir *feed* sebesar $\pm 10\%$ dan $\pm 20\%$.

Pada gambar 4.49 dan 4.50 menggunakan *controller* 2DoF IMC tanpa *decoupling*. Hasil respon menunjukkan aksi penolakan gangguan pada 2DoF lebih cepat mencapai *setpoint* dibandingkan dengan menggunakan *controller* 1DoF pada gambar 4.37. Hal ini membuktikan bahwa Mp-GM *tuning* mampu memberikan respon yang lebih baik pada *setpoint tracking* dan *disturbance rejection* dibandingkan dengan Mp *tuning* saja. Terbukti nilai IAE pada 2DoF yang diperoleh lebih kecil dibandingkan dengan hanya memakai *controller* 1DoF saja. Namun adanya interaksi antar loop masih terlihat yaitu masih menghasilkan respon yang bergerigi.

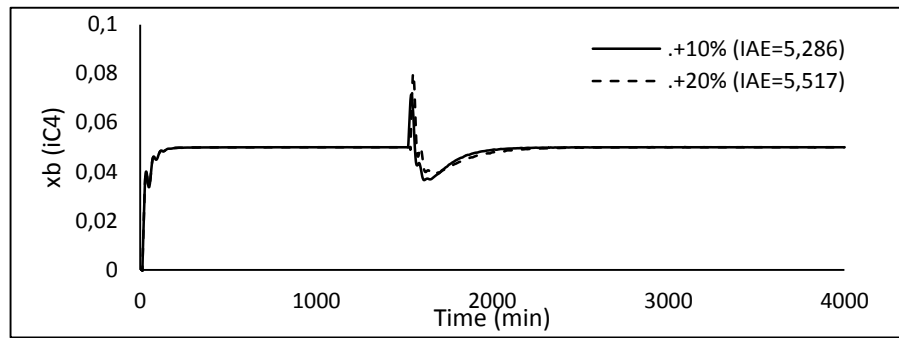
Pada gambar 4.51 dan 4.52 menggunakan *controller* 2DoF IMC dengan *decoupling*. Hasil respon menunjukkan penambahan *decoupling* mampu mengurangi interaksi namun belum sepenuhnya berhasil. Walaupun *overshoot* pada gambar 4.52 berkurang, namun respon bergerigi masih ditunjukkan oleh gambar 4.51.

Pada gambar 4.53 dan 4.54 menggunakan *controller* 2DoF IMC dengan invers *decoupling*. Penambahan invers *decoupling* mampu menghasilkan respon yang jauh lebih baik dari penambahan *decoupling* saja. Respon menunjukkan tidak adanya respon bergerigi dan *overshoot* saat pemberian *disturbance*. Nilai IAE juga menunjukkan nilai paling kecil diantara *controller* yang lain.

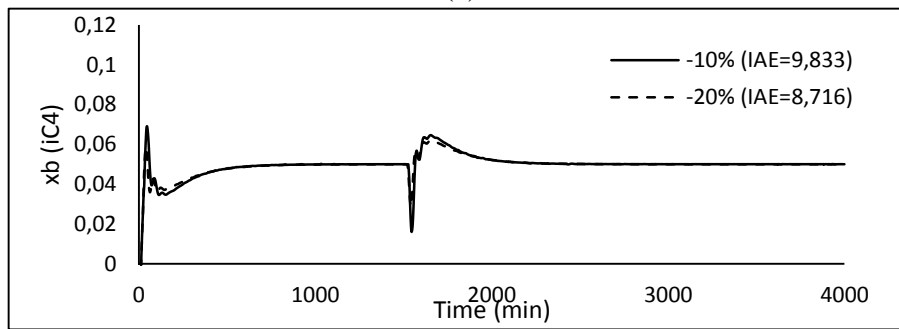
Untuk membuktikan bahwa 2DoF IMC mampu memberikan respon yang lebih baik daripada 1DoF IMC saja, juga dilakukan simulasi menggunakan *Simulink* pada pemberian *disturbance* berupa perubahan komposisi C_2 di *feed* sebesar $\pm 10\%$ dan $\pm 20\%$ C_2 :



Gambar 4.55 Simulasi 2DoF IMC tanpa *Decoupling* pada *impurity* distilat (nC4) dengan *disturbance* : (a) penambahan komposisi C_2 di *feed*; (b) pengurangan komposisi C_2 di *feed*

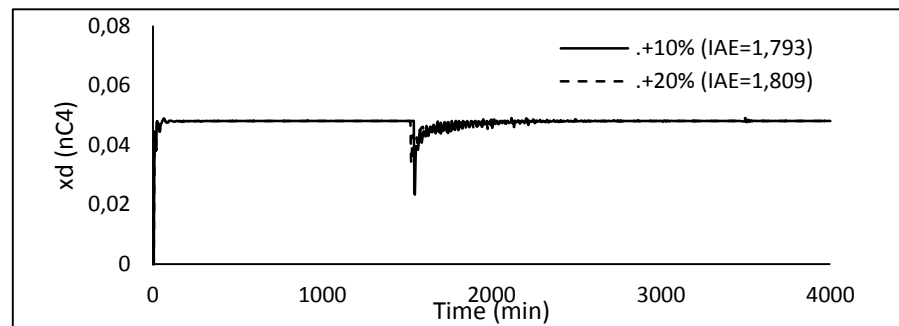


(a)

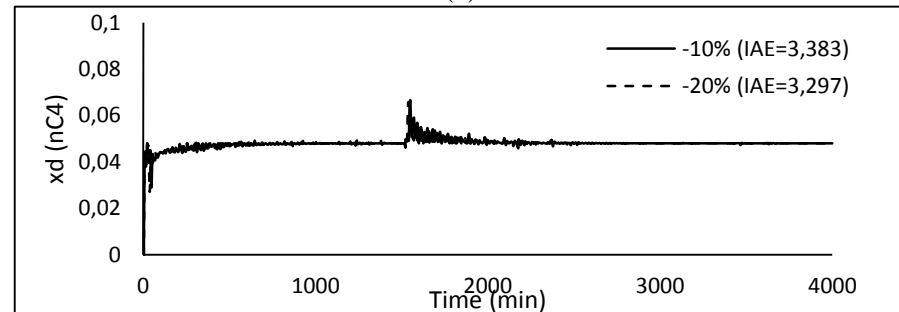


(b)

Gambar 4.56 Simulasi 2DoF IMC tanpa *Decoupling* pada *impurity bottom* (iC4) dengan *disturbance* : (a) penambahan komposisi C_2 di *feed*; (b) pengurangan komposisi C_2 di *feed*

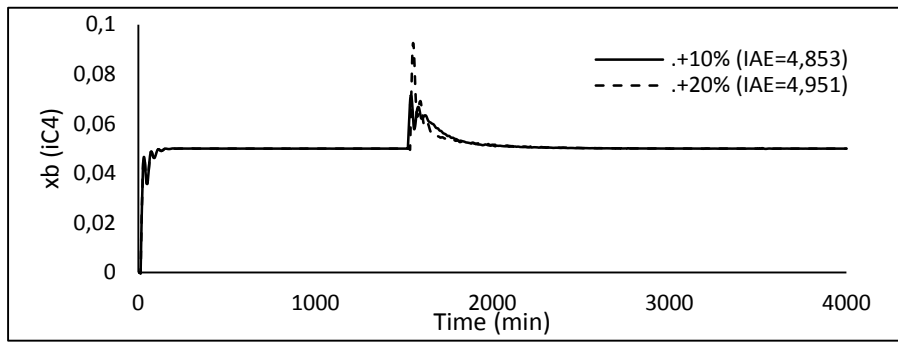


(a)

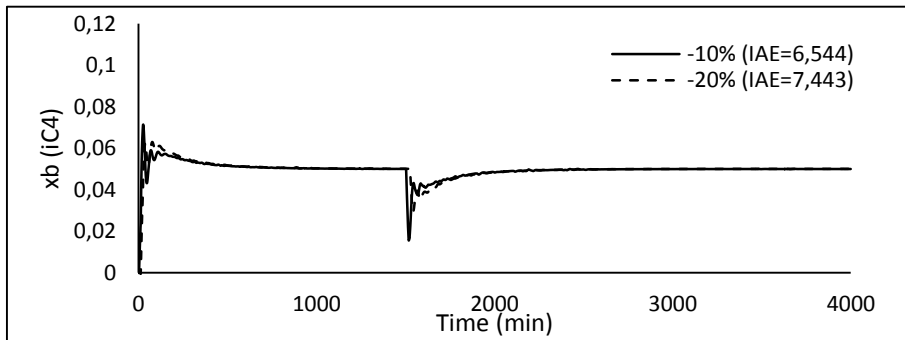


(b)

Gambar 4.57 Simulasi 2DoF IMC dengan *Decoupling* pada *impurity distilat* (nC4) dengan *disturbance* : (a) penambahan komposisi C_2 di *feed*; (b) pengurangan komposisi C_2 di *feed*

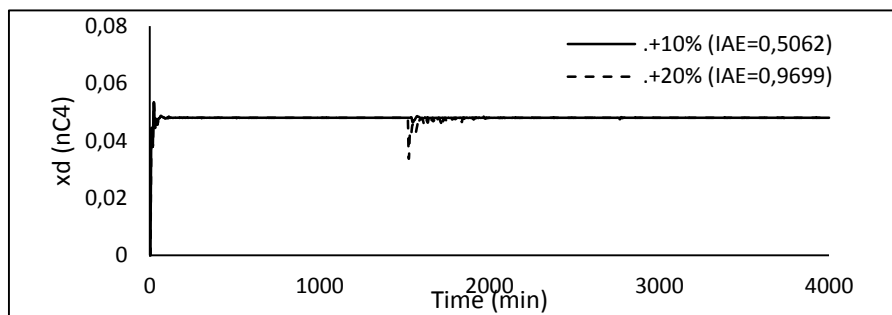


(a)

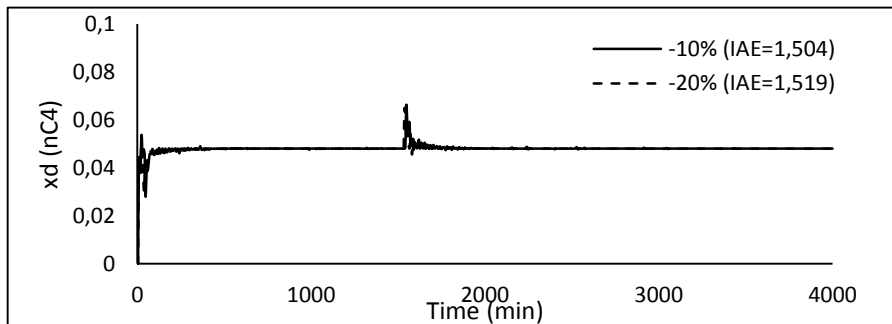


(b)

Gambar 4.58 Simulasi 2DoF IMC dengan *Decoupling* pada *impurity bottom* (iC4) dengan *disturbance* : (a) penambahan komposisi C_2 di *feed*; (b) pengurangan komposisi C_2 di *feed*

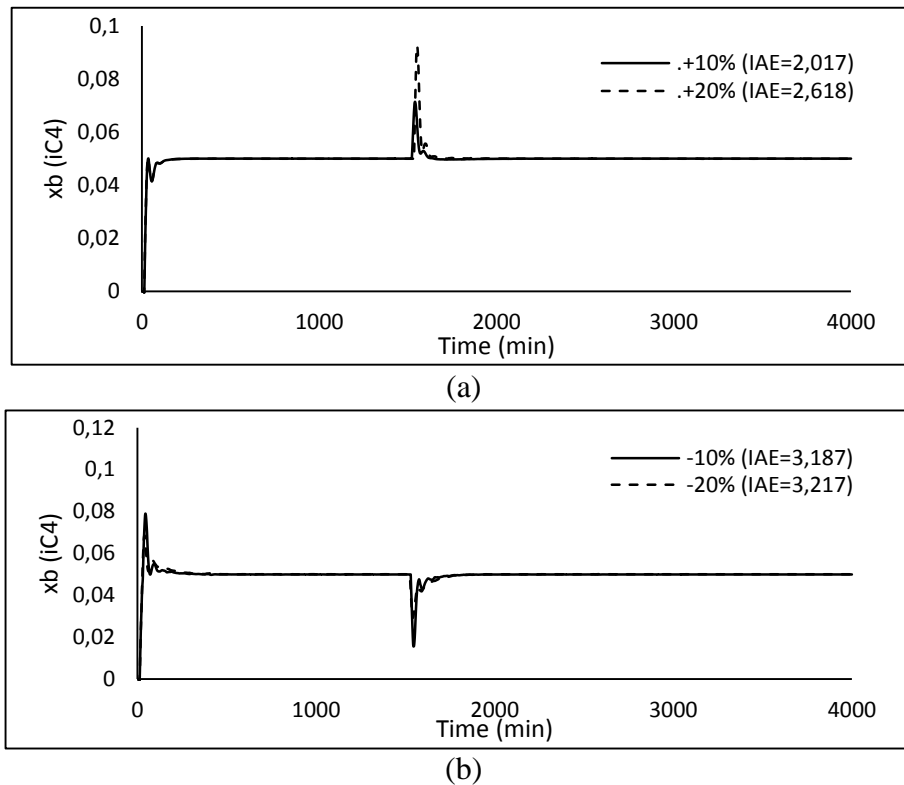


(a)



(b)

Gambar 4.59 Simulasi 2DoF IMC dengan *Invers Decoupling* pada *impurity distilat* (nC4) dengan *disturbance* : (a) penambahan komposisi C_2 di *feed*; (b) pengurangan komposisi C_2 di *feed*



Gambar 4.60 Simulasi 2DoF IMC dengan Invers *Decoupling* pada *impurity bottom* (iC4) dengan *disturbance* : (a) penambahan komposisi C_2 di *feed*; (b) pengurangan komposisi C_2 di *feed*

Gambar 4.55 sampai dengan gambar 4.60 merupakan hasil simulasi MIMO 2DoF IMC tanpa *decoupling*, dengan *decoupling*, dan invers *decoupling* dengan tuning Mp-GM. Pada menit ke 1, dilakukan perubahan *step* dan didapatkan hasil bahwa simulasi mampu melakukan *tracking set point* dengan baik. Kemudian setelah mencapai *steady*, pada menit ke 1500 diberi *disturbance* berupa komposisi *feed* (C_2) sebesar $\pm 10\%$ dan $\pm 20\%$.

Pada gambar 4.55 dan 4.56 menggunakan *controller* 2DoF IMC tanpa *decoupling*. Sama halnya dengan pemberian *disturbance* laju alir *feed* yang telah dibahas sebelumnya, pemberian *disturbance* komposisi C_2 di *feed* juga memberikan respon yang serupa. *Controller* 2DoF IMC mampu mengatasi gangguan lebih cepat dibandingkan 1DoF IMC. Terbukti nilai IAE pada 2DoF yang diperoleh lebih kecil dibandingkan dengan hanya memakai *controller* 1DoF saja. Namun interaksi masih terlihat yaitu masih menghasilkan respon yang bergerigi.

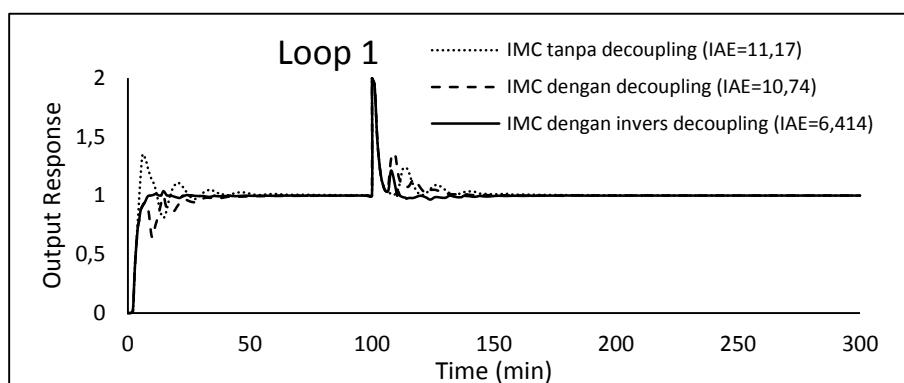
Pada gambar 4.57 dan 4.58 menggunakan *controller* 2DoF IMC dengan *decoupling*. Hasil respon menunjukkan penambahan *decoupling* mampu

mengurangi interaksi namun belum sepenuhnya berhasil. Walaupun *overshoot* pada gambar 4.58 berkurang, namun respon bergerigi masih ditunjukkan oleh gambar 4.57.

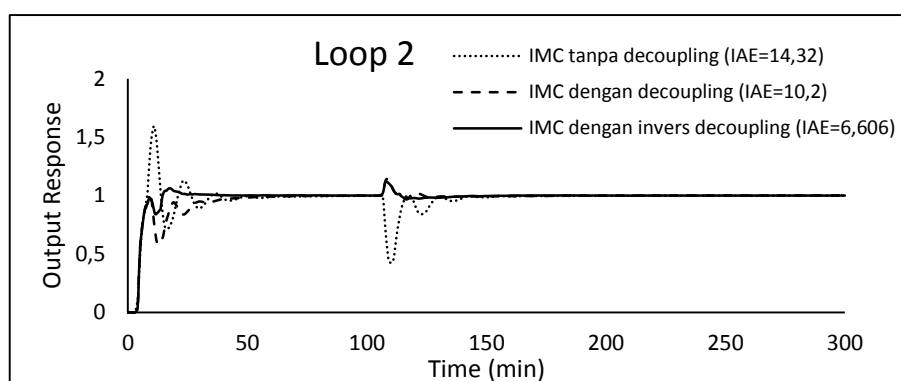
Pada gambar 4.59 dan 4.60 menggunakan *controller* 2DoF IMC dengan invers *decoupling*. Hasil respon menunjukkan tidak adanya respon bergerigi dan *overshoot* saat pemberian *disturbance*. Penambahan invers *decoupling* mampu menghasilkan respon yang jauh lebih baik dari penambahan *decoupling* saja. Pengendali 2DoF IMC mampu melakukan *tracking setpoint* dan *disturbance rejection* dengan baik sedangkan invers *decoupling* mampu mengurangi interaksi antar *loop*. Sehingga penggabungan keduanya membentuk strategi control yang handal dan mampu mengurangi nilai IAE secara signifikan.

Berdasarkan hasil respon yang telah didapatkan, simulasi IMC (1DoF dan 2DoF) dengan penambahan *decoupling* tidak menunjukkan hasil yang lebih baik daripada IMC tanpa *decoupling*. Hal ini karena model proses pada IMC menggunakan *unperfect* model. Menurut seborg pada *unperfect* model, penambahan *decoupling* tidak menunjukkan hasil yang signifikan. Namun pada penambahan invers *decoupling*, hasil respon menunjukkan nilai IAE yang paling kecil diantara IMC tanpa *decoupling* dan IMC dengan *decoupling*.

Berikut merupakan perbandingan respon menggunakan *perfect* model dan *unperfect* model pada kolom *Wood & Berry* :

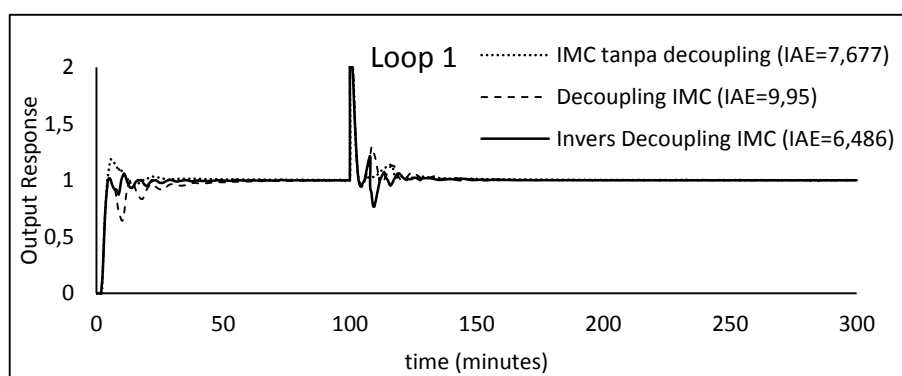


(a)

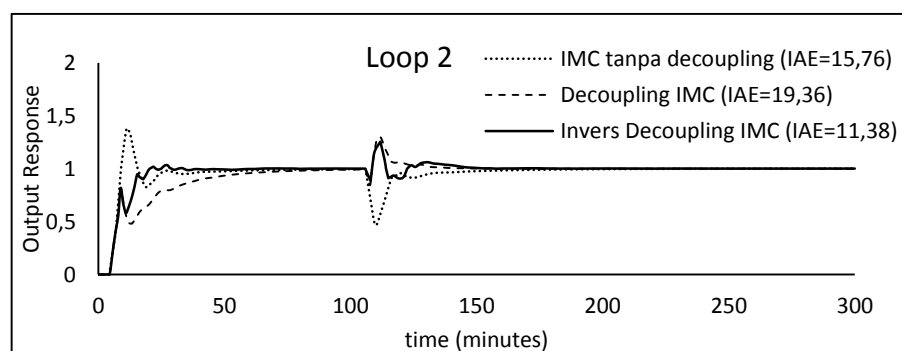


(b)

Gambar 4.61 Respon kolom Wood & Berry menggunakan *perfect* model :
(a) *Loop 1*; (b) *Loop 2*



(a)



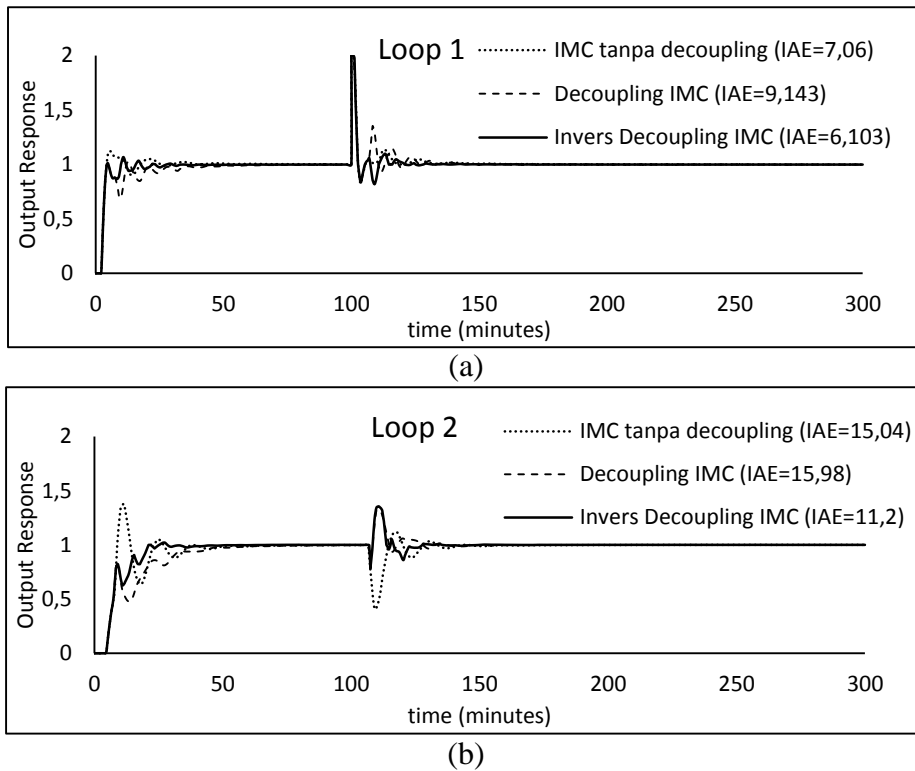
(b)

Gambar 4.62 Respon kolom Wood & Berry menggunakan *unperfect* model :
(a) *Loop 1*; (b) *Loop 2*

Berdasarkan hasil respon di atas, bisa disimpulkan bahwa *decoupling* baik digunakan apabila model proses pada struktur IMC menggunakan *perfect model*. Sedangkan *invers decoupling* baik digunakan apabila model proses pada struktur IMC menggunakan *perfect model* maupun *unperfect model*.

Selain menggunakan 1DoF IMC, kolom distilasi dari *Wood & Berry* juga menggunakan pengendali 2DoF IMC yang selanjutnya hasil respon akan

dibandingkan. Respon yang didapat adalah nilai IAE pada 2DoF IMC lebih kecil dibandingkan dengan 1DoF IMC. Namun pada penambahan invers *decoupling* pada 2DoF IMC ternyata memberikan nilai IAE yang semakin kecil dibandingkan dengan 2DoF IMC saja (tanpa *decoupling*) dan 2DoF IMC dengan *decoupling*. Hal ini sesuai dengan simulasi pada kolom *de-isobutanizer dual condenser* menunjukkan hasil yang sama dengan simulasi pada kolom *Wood & Berry*.



Gambar 4.63 Respon kolom Wood & Berry: (a) *Loop 1*; (b) *Loop 2*

4.8 Analisa *Unrealizable Decoupling*

Elemen *decoupling* tidak bisa direalisasikan apabila terdapat bentuk $e^{+\theta s}$ pada transfer fungsi dimana $\theta > 0$.

Berikut merupakan contoh ilustrasi untuk *unrealizable decoupling* pada kolom Vinante & Luyben :

$$G_{(s)} = \begin{bmatrix} \frac{-2,2e^{-s}}{7s+1} & \frac{1,3e^{-0,3s}}{7s+1} \\ \frac{-2,8e^{-1,8s}}{9,5s+1} & \frac{4,3e^{-0,35s}}{9,2s+1} \end{bmatrix}$$

$$D_{12} = 0,5909 \left(\frac{7s+1}{7s+1} \right) e^{+0,7s}$$

$$D_{21} = 0,65116 \left(\frac{9,2s+1}{9,5s+1} \right) e^{-1,45s}$$

Taylor series untuk $e^{+\theta s}$:

$$e^{+\theta s} = 1 + \theta s + \frac{\theta^2 s^2}{2!} + \frac{\theta^3 s^3}{3!} + \dots$$

Cara 1 : Menggunakan 1/1 *Pade Approximation*

$$e^{+\theta s} = \frac{1 + \frac{\theta}{2}s}{1 - \frac{\theta}{2}s}, \text{ sehingga}$$

$$e^{+0,7s} = \frac{1 + 0,35s}{1 - 0,35s}$$

Persamaan *decoupling* menjadi :

$$D_{12} = 0,5909 \left(\frac{7,7s+1}{7s+1} \right) \left(\frac{1+0,35s}{1-0,35s} \right)$$

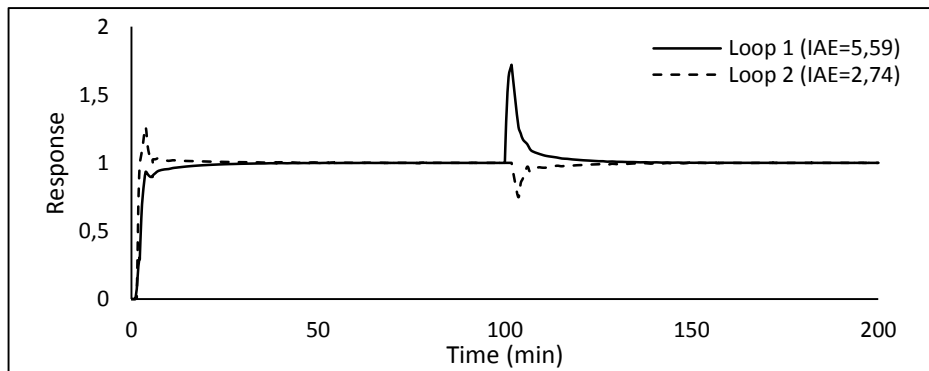
$$D_{21} = 0,65116 \left(\frac{9,2s+1}{9,5s+1} \right) e^{-1,45s}$$

Cara 2 : Menggunakan *Lead-Lag* units [14]

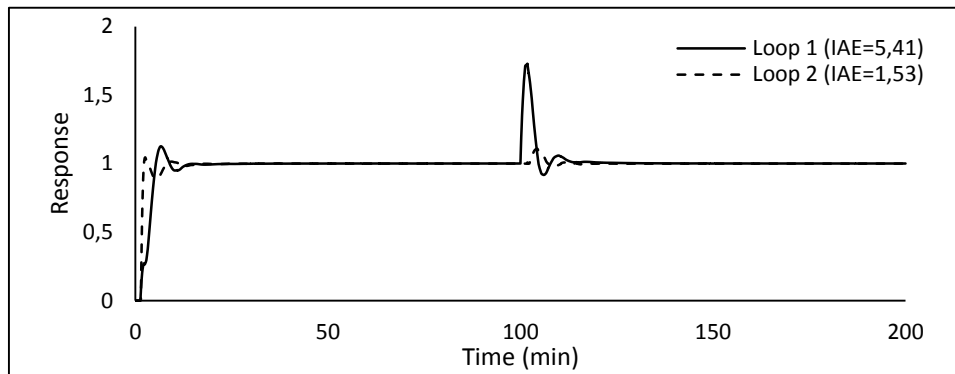
Pendekatan yang dilakukan adalah menambahkan θ pada *lead time constant* ($\tau+\theta$) sehingga menjadi :

$$D_{12} = 0,5909 \left(\frac{7,7s+1}{7s+1} \right)$$

$$D_{21} = 0,65116 \left(\frac{9,2s+1}{9,5s+1} \right) e^{-1,45s}$$



(a)



(b)

Gambar 4.64 Hasil respon : (a) tanpa *decoupling*; (b) dengan *decoupling* (pendekatan *lead-lag* unit)

Gambar 4.64 merupakan hasil respon pada contoh kasus *unrealizable decoupling*. Pendekatan menggunakan *Pade approximation* memberikan hasil respon yang *unstable*. Namun pada pendekatan menggunakan *lead-lag* unit, hasil respon memberikan nilai IAE yang lebih kecil dibandingkan dengan tanpa *decoupling*.

4.9 Hasil Perbandingan IAE

Hasil IAE pada simulasi menggunakan *Aspen dynamic* tertera pada tabel 4.10 dan 4.11 berikut ini :

Tabel 4.10 IAE pada *Aspen Dynamic* dengan *disturbance* laju *alir feed*

<i>Disturbance</i>	LC1	LC2	LC3	PC1	PC2	CCD	CCB
+10%	15,7876	3,9406	1.171,3	710,8423	1.804,91	0,8416	32,314
+20%	2.267,027	9,0337	1.128,938	2.612,493	3.568,564	3,5935	99,5095
-10%	13,3744	6,1136	9,7097	3,2022	3,9411	0,1957	26,562
-20%	24,082	11,5876	11,6438	4,5325	4,0712	0,9304	53,3464

Tabel 4.11 IAE pada *Aspen Dynamic* dengan *disturbance* komposisi C_2 di *feed*

<i>Disturbance</i>	LC1	LC2	LC3	PC1	PC2	CCD	CCB
+10%	0,2858	0,3551	4,7525	2,6706	936,429	0,3246	0,7996
+20%	0,9752	0,5436	1,6974	95,0835	1381,12	0,3752	1,0107
-10%	0,3496	0,3592	3,1784	0,4223	2,849	0,3614	0,7922
-20%	0,7535	0,7605	4,9574	0,8673	3,388	0,7653	1,6113

Nilai IAE pada simulasi MIMO IMC menggunakan *Simulink* tertera pada tabel 4.12 dibawah ini. Berdasarkan hasil simulasi dan perbandingan IAE dapat disimpulkan bahwa invers *decoupling* IMC memberikan respon yang lebih baik. Nilai IAE yang diperoleh menggunakan metode *invers decoupling* IMC relatif lebih

kecil dibandingkan dengan menggunakan metode IMC tanpa *decoupling* dan *decoupling* IMC.

Tabel 4.12 IAE pada 1DoF IMC dengan *disturbance* laju alir *feed*

<i>Parameter</i>	<i>Disturbance</i>	1DoF IMC	1DoF IMC dengan <i>Invers Decoupling</i>	1DoF IMC dengan <i>Invers Decoupling</i>
xd	+10%	1,669	1,802	0,8521
	+20%	1,326	2,829	1,23
xd	-10%	7,29	9,007	3,526
	-20%	11,49	14,23	5,775
xb	+10%	8,004	4,275	2,537
	+20%	9,304	16,18	6,972
xb	-10%	31,06	16,31	7,238
	-20%	48,08	26,75	11,08

Tabel 4.13 IAE pada 1DoF IMC dengan *disturbance* komposisi C₂ di *feed*

<i>Parameter</i>	<i>Disturbance</i>	1DoF IMC	1DoF IMC dengan <i>Invers Decoupling</i>	1DoF IMC dengan <i>Invers Decoupling</i>
xd	+10%	6,579	9,383	3,755
	+20%	6,627	9,489	3,765
xd	-10%	13,45	19,4	7,19
	-20%	13,64	19,69	7,46
xb	+10%	25,49	27,33	11,13
	+20%	26,53	28,06	11,41
xb	-10%	54,53	51,53	13,39
	-20%	56,55	52,73	21,08

Pada tabel 4.14 dan 4.15 merupakan nilai IAE pada simulasi menggunakan *controller* 2DoF IMC. Terlihat bahwa *invers decoupling* 2DoF IMC menunjukkan nilai IAE paling kecil apabila dibandingkan dengan *invers decoupling* 1DoF IMC pada tabel 4.12 dan 4.13. Hal ini membuktikan bahwa 2DoF IMC mampu mengatasi penolakan gangguan dengan baik.

Tabel 4.14 IAE pada 2DoF IMC dengan *disturbance* laju alir *feed*

<i>Parameter</i>	<i>Disturbance</i>	2DoF IMC	2DoF IMC dengan <i>Invers Decoupling</i>	2DoF IMC dengan <i>Invers Decoupling</i>
xd	+10%	0,8138	0,6391	0,5208
	+20%	0,854	0,7965	0,5819

xd	-10%	1,742	1,729	0,9401
	-20%	2,499	2,491	1,305
xb	+10%	2,424	1,806	1,452
	+20%	2,877	3,376	2,073
xb	-10%	5,483	3,187	1,837
	-20%	7,828	4,294	2,248

Tabel 4.15 IAE pada 2DoF IMC dengan *disturbance* komposisi C₂ di *feed*

<i>Parameter</i>	<i>Disturbance</i>	2DoF IMC	2DoF IMC dengan <i>Decoupling</i>	2DoF IMC dengan <i>Invers Decoupling</i>
xd	+10%	1,629	1,793	0,5062
	+20%	1,798	1,809	0,9699
xd	-10%	3,001	3,383	1,504
	-20%	2,993	3,297	1,519
xb	+10%	5,286	4,853	2,017
	+20%	5,517	4,951	2,618
xb	-10%	9,833	6,544	3,187
	-20%	8,716	7,443	3,217

Pada hasil respon kolom Wood & Berry, invers *decoupling* memberikan nilai IAE paling kecil. Hal ini sama dengan hasil yang diperoleh pada *de-isobutanizer dual condenser*. Artinya, invers *decoupling* mampu mengurangi interaksi antar *loop* dibandingkan dengan *controller* yang lain. Tabel 4.16 dan 4.17 merupakan hasil IAE dari kolom Wood & Berry :

Tabel 4.16 Hasil IAE Wood & Berry dengan Pengendali 1DoF IMC

Loop	1DoF IMC	1DoF IMC dengan <i>Decoupling</i>	1DoF IMC dengan <i>Invers Decoupling</i>
1	7,677	9,95	6,486
2	15,76	19,36	11,38

Tabel 4.17 Hasil IAE Wood & Berry dengan Pengendali 2DoF IMC

Loop	2DoF IMC	2DoF IMC dengan <i>Decoupling</i>	2DoF IMC dengan <i>Invers Decoupling</i>
1	7,06	9,143	6,103
2	15,04	15,98	11,2

BAB 5

KESIMPULAN

5.1 Kesimpulan

Berdasarkan hasil penelitian yang telah dilakukan terdapat beberapa hal yang dapat disimpulkan sebagai berikut :

1. Simulasi *steady state* pada *de-isobutanizer dual condenser* menggunakan *Aspen plus* telah dilakukan dan hasilnya tidak berbeda jauh dengan data desain dengan eror maksimal sebesar 2,4%.
2. Simulasi *dynamic* menggunakan *pressure driven* telah dilakukan dengan memasang 8 *controller*.
3. Parameter pengendali dengan metode Mp-GM pada pengendali 1DoF IMC tanpa *decoupling*, *decoupling* 1DoF IMC, invers *decoupling* 1DoF IMC, 2DoF IMC tanpa *decoupling*, *decoupling* 2DoF IMC, dan invers *decoupling* 2DoF IMC diperoleh sebagai berikut :
 - Parameter Mp :
 λ pada *loop* 1 = 5,362 ; λ pada *loop* 2 = 18,806
 - Parameter GM :
 λ pada *loop* 1 = 4,826 ; λ pada *loop* 2 = 16,925
 α pada *loop* 1 = 11,896 ; α pada *loop* 2 = 41,495
4. Respon yang dihasilkan oleh invers *decoupling* 1DoF IMC (IAE=0,852) memberikan nilai IAE paling kecil dibandingkan dengan 1DoF IMC tanpa *decoupling* (IAE=1,669) dan *decoupling* 1DoF IMC (IAE=1,802).
5. Respon yang dihasilkan oleh invers *decoupling* 2DoF IMC (IAE=0,521) memberikan nilai IAE paling kecil dibandingkan dengan 2DoF IMC tanpa *decoupling* (IAE=0,814), *decoupling* 2DoF IMC (IAE=0,639), 1DoF IMC tanpa *decoupling* (IAE=1,669), *decoupling* 1DoF IMC (IAE=1,802), dan invers *decoupling* 1DoF IMC (IAE=0,852).
6. Penggunaan *decoupling* baik digunakan apabila model proses pada struktur IMC menggunakan *perfect model* sedangkan invers *decoupling* baik digunakan

apabila model proses pada struktur IMC menggunakan *perfect model* maupun *unperfect model*.

5.2 Saran

1. Melakukan simulasi pengendalian menggunakan proses yang dibangun di Aspen Plus dengan pengendali dari Simulink sehingga perlu ada sinkronisasi Aspen Plus dan MATLAB-Simulink.

DAFTAR PUSTAKA

- [1] H. Huang and F. Lin, "Decoupling Multivariable Control with Two Degrees of Freedom," *Society*, vol. 45, no. 9, pp. 3161–3173, 2006.
- [2] Q. B. Jin and Q. Liu, "Decoupling proportional-integral-derivative controller design for multivariable processes with time delays," *Ind. Eng. Chem. Res.*, vol. 53, no. 2, pp. 765–777, 2014.
- [3] D. A. Vijula and N. Devarajan, "Decentralized Pi Controller Design for Non Linear Multivariable Systems Based on Ideal Decoupler," vol. 64, no. 2, pp. 568–574, 2014.
- [4] W. L. Luyben, "Distillation decoupling," *AIChE J.*, vol. 16, no. 2, pp. 198–203, 1970.
- [5] T. Liu, W. Zhang, and D. Gu, "Analytical Design of Decoupling Internal Model Control (IMC) Scheme for Two-Input–Two-Output (TITO) Processes with Time Delays," *Ind. Eng. Chem. Res.*, vol. 45, no. 9, pp. 3149–3160, 2006.
- [6] T. Liu, W. Zhang, and F. Gao, "Analytical two-degrees-of-freedom (2-DOF) decoupling control scheme for multiple-input-multiple-output (MIMO) processes with time delays," *Ind. Eng. Chem. ...*, pp. 6546–6557, 2007.
- [7] Q.-G. Wang, Y. Zhang, and M.-S. Chiu, "Decoupling internal model control for multivariable systems with multiple time delays," *Chem. Eng. Sci.*, vol. 57, no. 1, pp. 115–124, 2002.
- [8] Q. Jing, Y. Guo, Z. Liu, and A. Song, "Decoupling Internal Model Control for Non-square Process with Time Delays," *2010 Int. Conf. Meas. Technol. Mechatronics Autom.*, pp. 898–901, 2010.
- [9] R. Kumar, "Design of an Internal Model Controller for Binary Distillation Column Design of an Internal Model Controller," no. 1, 2013.
- [10] M. Morari and E. Zafiriou, "Robust Process Control." Prentice Hall, Englewood Cliffs, New Jersey, 1982.

- [11] J. P. Sutikno, B. A. Aziz, C. S. Yee, and R. Mamat, "A new tuning method for two-degree-of-freedom internal model control under parametric uncertainty," *Chinese J. Chem. Eng.*, vol. 21, no. 9, pp. 1030–1037, 2013.
- [12] S. Bogdan, F. Lewis, Z. Kovacic, and J. M. Jr, *Advances in Industrial Control*. 2006.
- [13] M. T. Tham, "Internal Model Control," pp. 1–9, 2002.
- [14] D. Seborg, T. Edgar, D. Mellicamp, and F. Doyle, "Process Dynamics and Control," 3rd ed., *John Wiley Sons*, p. 595, 2011.
- [15] M. Araki and H. Taguchi, "Two-degree-of-freedom PID controllers," *Int. J. Control Autom. Syst.*, vol. 1, no. 4, pp. 401–411, 2003.
- [16] J. P. Sutikno, S. Y. Chin, N. A. F. Abdul Samad, and B. B. Abdul Aziz, "Two-degree-of-freedom internal model control for parallel cascade scheme," *Proc. - Int. Symp. Inf. Technol. 2008, ITSIm*, vol. 4, no. September, 2008.
- [17] I. Asimov, *Automatic Control*, vol. 212, no. October. 1966.
- [18] C. Brosilow and B. Joseph, "Techniques of model-based control." Prentice Hall International Series in the Physical and Chemical Engineering Science. New Jersey: Prentice Hall PTR, 2001.
- [19] C. E. Garcia and M. Morari, "Internal model control. 2. Design procedure for multivariable systems," *Ind. Eng. Chem. Process Des. Dev.*, vol. 24, no. 2, pp. 472–484, 1985.
- [20] C. G. Economou and M. Morari, "Internal Model Control. 6. Multiloop Design," *Ind. Eng. Chem. Res.*, vol. 25, no. 2, pp. 411–419, 1986.
- [21] M. Bharathi and C. Selvakumar, "Interaction reducer for closed-loop control of multivariable systems," *Int. J. Eng. Trends Technol.*, vol. 4, no. 4, pp. 1–15, 2012.
- [22] H. L. Wade, "Inverted decoupling: a neglected technique," *ISA Trans.*, vol.

36, no. 1, pp. 3–10, 1997.

- [23] R. Handogo, G. Wibawa, T. Rusmana, and M. A. Hidayat, “Steady State and Dynamic Interaction Analysis in Multivariable Control System.” p. Vol.4, No. 1, 39-46, 2004.
- [24] R. Handogo, Avon T.H., and J. Lelono, “Comparison of Steady State and Dynamic Interaction Measurements in Multiloop Control Systems.” p. Vol. 5, No. 1, 1-15, 2005.
- [25] W. L. Luyben, “Chemical Engineering and Processing: Process Intensification Design and control of dual condensers in distillation columns,” *Chem. Eng. Process. Process Intensif.*, vol. 74, pp. 106–114, 2013.
- [26] C. E. Garcia and M. Morari, “Internal Model Control . 1 . A Unifying Review and Some New Results,” *Ind. Eng. Chem. Des. Dev.*, vol. 21, pp. 308–323, 1982.
- [27] W. L. Luyben, *Distillation Design and Control Using Aspen Simulation*, Second Edi. Lehigh University, Bethlehem, Pennsylvania, 2013.

LAMPIRAN

A. Perhitungan Sizing Alat

Asumsi $L = 2D$, maka rumus yang digunakan untuk menghitung tinggi dan diameter :

$$V = \frac{\pi D^2}{4} (2D)$$

Sump (base column)

$$\text{Diketahui : } volumetric_flow = 0,0694 \frac{m^3}{s}$$

$$V = 0,0694 \frac{m^3}{\text{sec}} \times \frac{60 \text{ sec}}{1 \text{ min}} \times 10 \text{ min} = 41,64 m^3$$

Sehingga didapat :

$$D = 2,982 m$$

$$L = 5,964 m$$

Flash Drum 1

$$\text{Diketahui : } volumetric_flow = 0,1334 \frac{m^3}{s}$$

$$V = 0,1334 \frac{m^3}{\text{sec}} \times \frac{60 \text{ sec}}{1 \text{ min}} \times 10 \text{ min} = 80,04 m^3$$

Sehingga didapat :

$$D = 3,708 m$$

$$L = 7,416 m$$

Flash Drum 2

$$\text{Diketahui : } volumetric_flow = 0,00288 \frac{m^3}{s}$$

$$V = 0,00288 \frac{m^3}{\text{sec}} \times \frac{60 \text{ sec}}{1 \text{ min}} \times 10 \text{ min} = 1,731 m^3$$

Sehingga didapat :

$$D = 1,033 m$$

$$L = 2,066 m$$

B. Listing Program MATLAB

```
%this program designed for 2x2 MIMO
%lower and upper bound of on-diagonal plant model parameters (Gp)
+-20%
%for Gp11
kp11=[0.030437 0.045655];
taup11=[7.250436 10.875654];
tetap11=[2.4 3.6];
%for Gp22
kp22=[-1.443007 -2.164511];
taup22=[65.301144 97.951716];
tetap22=[7.597424 11.396136];

%input nominal model parameters (Gpm)
%for Gpm11
km11=0.038046;
taum11=9.063045;
tetam11=3;
%for Gpm22
km22=-1.803759;
taum22=81.626430;
tetam22=9.496780;

%input off-diagonal plant model
%for Gp12
kp12=0.748599;
tau12=27.08569;
teta12=16.823;
%for Gp21
kp21=-0.057524;
tau21=134.7644;
teta21=10.775775;

iter=0;
w=logspace(-3,3,200);
s=1i*w;
hold off
disp(' ')
disp(' ')
disp('.: Maximum-Peak (Mp) Tuning for :.')
disp('.: MIMO 1DOF-IMC Controller :.')
disp(' ')
for f1=1:2
    k11=kp11(f1);
    for f2=1:2
        tau11=taup11(f2);
        for f3=1:2
            teta11=tetap11(f3);
            lamda11=tetam11;
            gm11=(km11*exp(-tetam11*s))./(taum11*s+1);
            gp11=(k11*exp(-teta11*s))./(tau11*s+1);
            iter=iter+1;
            Cimc11=(taum11*s+1)./(km11*(lamda11*s+1));
            T=abs((gp11.*Cimc11)./(1+(Cimc11.*(gp11-gm11))));
            CSm=max(T);
```

```

        disp(sprintf('Case(%2.0f)
k11=%4.6f,tau11=%4.6f,teta11=%4.1f, max|T
(jw)|=%4.4f',iter,k11,tau11,teta11,CSm));
        figure(1)
        loglog(w,T);
        ylabel ('|T (j\omega)|')
        xlabel('\omega (frequency)')
        hold on
        drawnow;
        para(iter,:)= [k11 tau11 teta11 CSm];
    end
end
end

m=max(para(:,4));
iter=0;
for i=1:size(para)
    iter=iter+1;
    if para(i,4)==m
        param=para(i,:);
        break
    end
end
end
%IMC
disp (sprintf('The worst case of loop 1 is case (%2.0f)',iter));
disp(' ')
kpp11 =param(1);
taupp11 =param(2);
tetapp11=param(3);

iter=0;
for f1=1:2
    k22=kp22(f1);
    for f2=1:2
        tau22=taup22(f2);
        for f3=1:2
            teta22=tetap22(f3);
            lamda22=tetam22;
            gm22=(km22*exp(-tetam22*s))./(taum22*s+1);
            gp22=(k22*exp(-teta22*s))./(tau22*s+1);
            iter=iter+1;
            Cimc22=(taum22*s+1)./(km22*(lamda22*s+1));
            T=abs((gp22.*Cimc22)./(1+ (Cimc22.*(gp22-gm22))));
            CSm=max(T);
            disp(sprintf('Case(%2.0f)
k22=%4.6f,tau22=%4.6f,teta22=%4.6f, max|T
(jw)|=%4.4f',iter,k22,tau22,teta22,CSm));
            figure(2)
            loglog(w,T);
            ylabel ('|T (j\omega)|')
            xlabel('\omega (frequency)')
            hold on
            drawnow;
            para(iter,:)= [k22 tau22 teta22 CSm];
        end
    end
end
end
end

```

```

m=max(para(:,4));
iter=0;
for i=1:size(para)
    iter=iter+1;
    if para(i,4)==m
        param=para(i,:);
        break
    end
end
%IMC
disp (sprintf('The worst case of loop 2 is case (%2.0f)',iter));
disp(' ')
kpp22 =param(1);
taupp22 =param(2);
tetapp22=param(3);

%Mp Tuning for loop 1
fac1=tetam11/20;
dbMp=6;
while dbMp >=0.425;
    fac1= fac1+0.001;
    lamda11=fac1;
    w2=logspace(-3,3,201);
    s=1i*w2;
    gp11=(kpp11*exp(-tetapp11*s))./(taupp11*s+1);
    gp22=(kpp22*exp(-tetapp22*s))./(taupp22*s+1);
    gp12=(kp12*exp(-teta12*s))./(taul2*s+1);
    gp21=(kp21*exp(-teta21*s))./(tau21*s+1);
    C2=(taum22*s+1)./(km22*(14.6368*s+1));
    C1=(taum11*s+1)./(km11*(lamda11*s+1));
    CS=abs(gp11.*C1+C1.*C2.*((gp11.*gp22)-
(gp12.*gp21)))./((1+C1.*gp11).*(1+C2.*gp22)-C1.*C2.*gp12.*gp21);
    dbCS=20*log10(abs(CS));
    dbMp=max(dbCS);
end
Mp=10^(dbMp/20);
figure(3)
semilogx(w2,dbCS,'linewidth',1.4);
ylabel ('|T (j\omega)|db')
xlabel ('\omega (frequency)')
text(1,3,['max dbMp = ',num2str(dbMp)])
text(1,0,['max Mp = ',num2str(Mp)])
text(1,7,['\lambda 11 = ',num2str(lamda11)])

%Mp Tuning for loop 2
fac2=tetam22/20;
dbMp=6;
while dbMp >=0.425;
    fac2= fac2+0.001;
    lamda22=fac2;
    w2=logspace(-3,3,201);
    s=1i*w2;
    gp22=(kpp22*exp(-tetapp22*s))./(taupp22*s+1);
    gp11=(kpp11*exp(-tetapp11*s))./(taupp11*s+1);
    gp12=(kp12*exp(-teta12*s))./(taul2*s+1);
    gp21=(kp21*exp(-teta21*s))./(tau21*s+1);

```

```

C1=(taum11*s+1)./(km11*(4.035*s+1));
C2=(taum22*s+1)./(km22*(lamda22*s+1));
CS=abs(gp22.*C2+C1.*C2.*(gp11.*gp22)-(
gp12.*gp21))./((1+C1.*gp11).*(1+C2.*gp22)-C1.*C2.*gp12.*gp21);
dbCS=20*log10(abs(CS));
dbMp=max(dbCS);
end
Mp=10^(dbMp/20);
figure(4)
semilogx(w2,dbCS,'linewidth',1.4);
ylabel('|T(j\omega)|db')
xlabel('\omega (frequency)')
text(1,3,['max dbMp = ',num2str(dbMp)])
text(1,0,['max Mp = ',num2str(Mp)])
text(1,7,['\lambda 22 = ',num2str(lamda22)])

%GM Tuning for 2DoF
%controller loop 1
faklamd11=0.9;
lamda11=faklamd11*lamda11;
alpa1=lamda11;
GM=10;
while GM>=2
    alpa1=alpa1+0.01;
    w3=logspace(-3,3,1000);

    s=1i*w3;
    pm11=(km11*exp(-tetam11*s))./(taum11*s+1);
    pw11=(kpp11*exp(-tetapp11*s))./(taupp11*s+1);
    pw12=(kp12*exp(-teta12*s))./(tau12*s+1);
    C13=(taum11*s+1)./(km11*(lamda11*s+1));
    C23=C13.*(alpa1*s+1)./(lamda11*s+1);

    OL=C23.*(pw11-pm11);

    reg=real(OL);
    img=imag(OL);
    %cari GM pada axis real negatif
    sudut=angle(OL);
    err=0.1;
    a=find(sudut<pi+err & sudut>pi-err);
    b=OL(a);

    re=real(b);
    im=imag(b);
    %g=1+min(re);
    g=abs(min(re));
    GM=1/g;
end

gx=min(re);

figure(5)
plot(reg,img,'k','linewidth',1.4)
line([0 0],[-1.5 1.5],'color','k','linewidth',1.4)
line([-1.5 1.5],[0 0],'color','k','linewidth',1.4)

```



```

line([gx 0],[0.1 0.1],'color','k','linewidth',1.4)

axis([-1.5 1.5 -1.5 1.5])
text(1.2,0.05,'Real')
text(-0.2,.8,'Imaginary')
text(min(re)-0.1,0.17,'1/GM')
text(-1.4,-0.8,['\lambda 11-2 = ',num2str(lamda11)])
text(-1.4,-1.0,['\alpha1 = ',num2str(alpa1)])
text(-1.4,-1.2,['GM = ',num2str(GM)])

%controller loop 2
faklamd22=0.9;
lamda22=faklamd22*lamda22;
alpa2=lamda22;
GM=10;
while GM>=2
    alpa2=alpa2+0.01;
    w3=logspace(-3,3,1000);

    s=1i*w3;
    pm22=(km22*exp(-tetam22*s))./(taum22*s+1);
    pw22=(kpp22*exp(-tetapp22*s))./(taupp22*s+1);
    pw21=(kp21*exp(-teta21*s))./(tau21*s+1);
    C13=(taum22*s+1)./(km22*(lamda22*s+1));
    C23=C13.*(alpa2*s+1)./(lamda22*s+1);

    OL=C23.*(pw22-pm22);

    reg=real(OL);
    img=imag(OL);
    %cari GM pada axis real negatif
    sudut=angle(OL);
    err=0.1;
    a=find(sudut<pi+err & sudut>pi-err);
    b=OL(a);

    re=real(b);
    im=imag(b);
    %g=1+min(re);
    g=abs(min(re));
    GM=1/g;
end

gx=min(re);

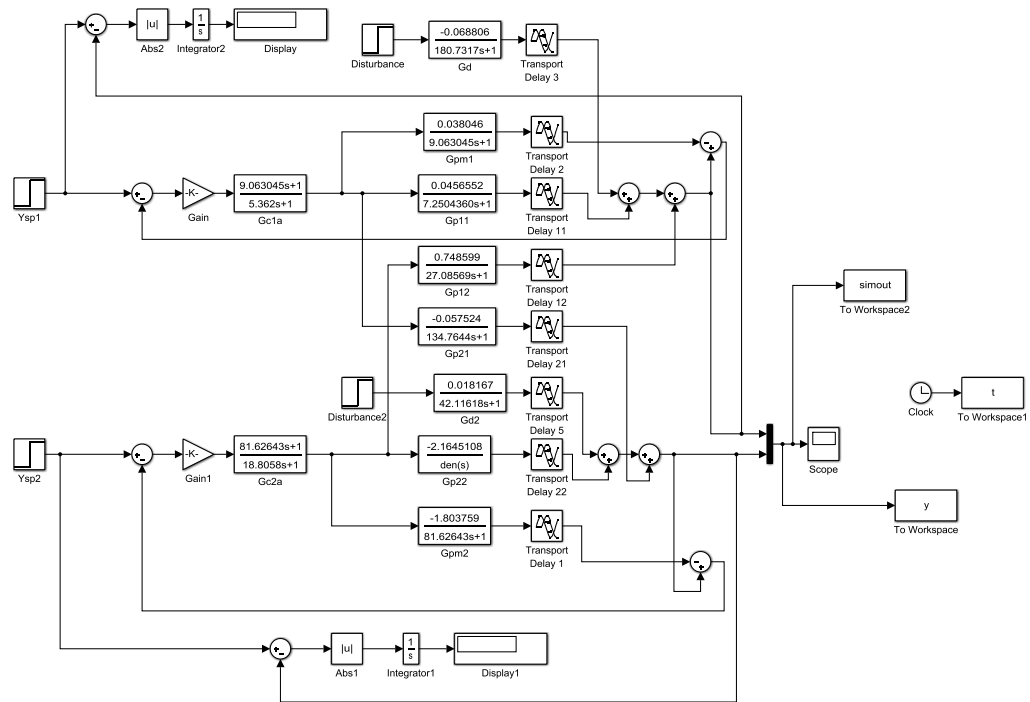
figure (6)
plot(reg,img,'k','linewidth',1.4)
line([0 0],[-1.5 1.5],'color','k','linewidth',1.4)
line([-1.5 1.5],[0 0],'color','k','linewidth',1.4)
line([gx 0],[0.1 0.1],'color','k','linewidth',1.4)

axis([-1.5 1.5 -1.5 1.5])
text(1.2,0.05,'Real')
text(-0.2,.8,'Imaginary')
text(min(re)-0.1,0.17,'1/GM')
text(-1.4,-0.8,['\lambda 22-2 = ',num2str(lamda22)])

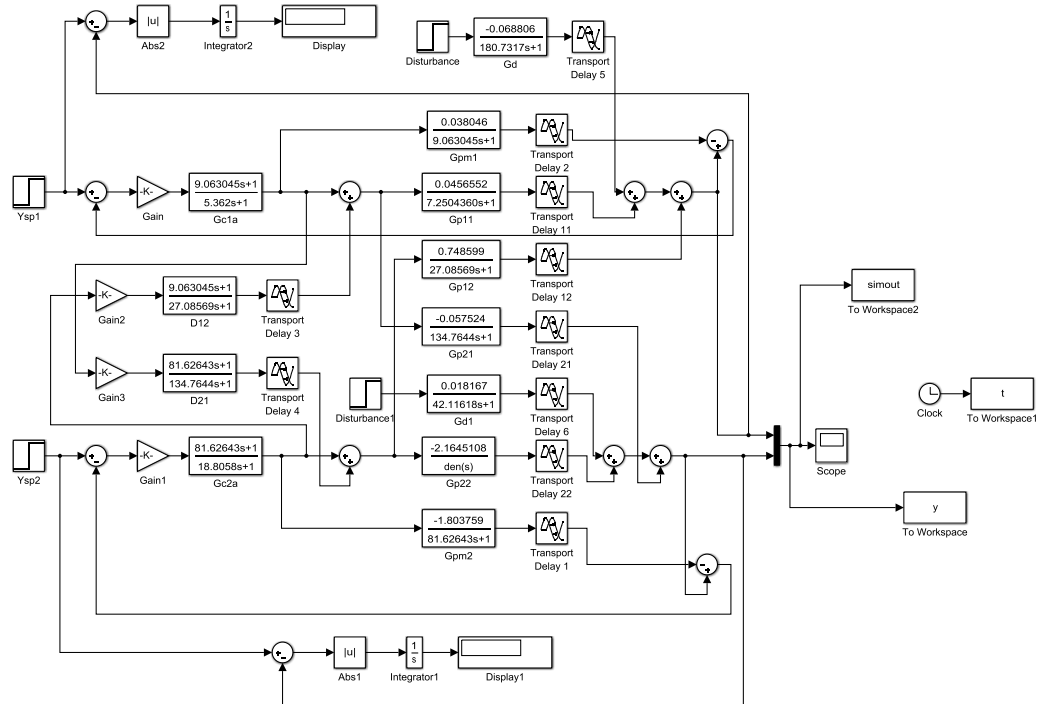
```

```
text(-1.4,-1.0,['\alpha2      = ',num2str(alpa2)])
text(-1.4,-1.2,['GM = ',num2str(GM)])
hold off
```

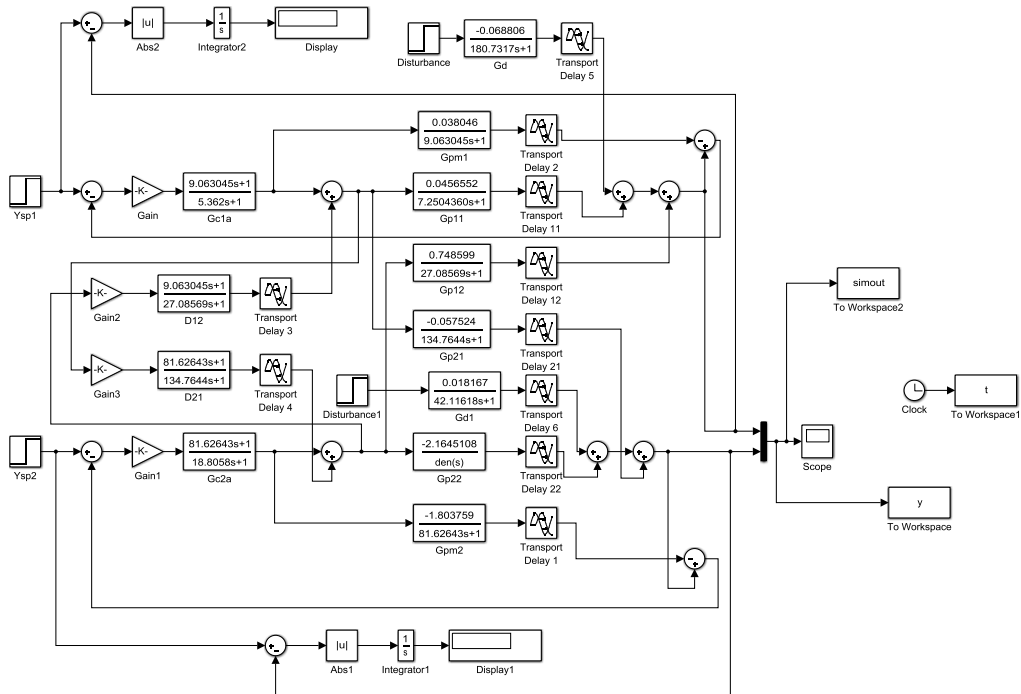
C. Simulasi Menggunakan *Simulink*



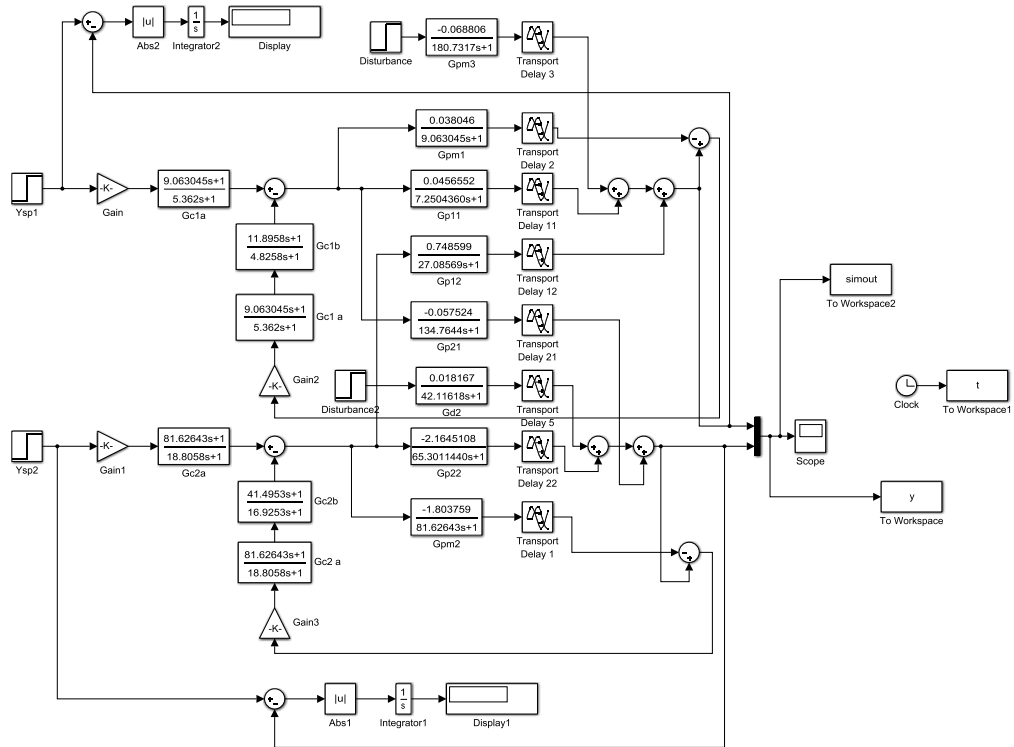
Gambar C1. 1DoF IMC Tanpa Decoupling



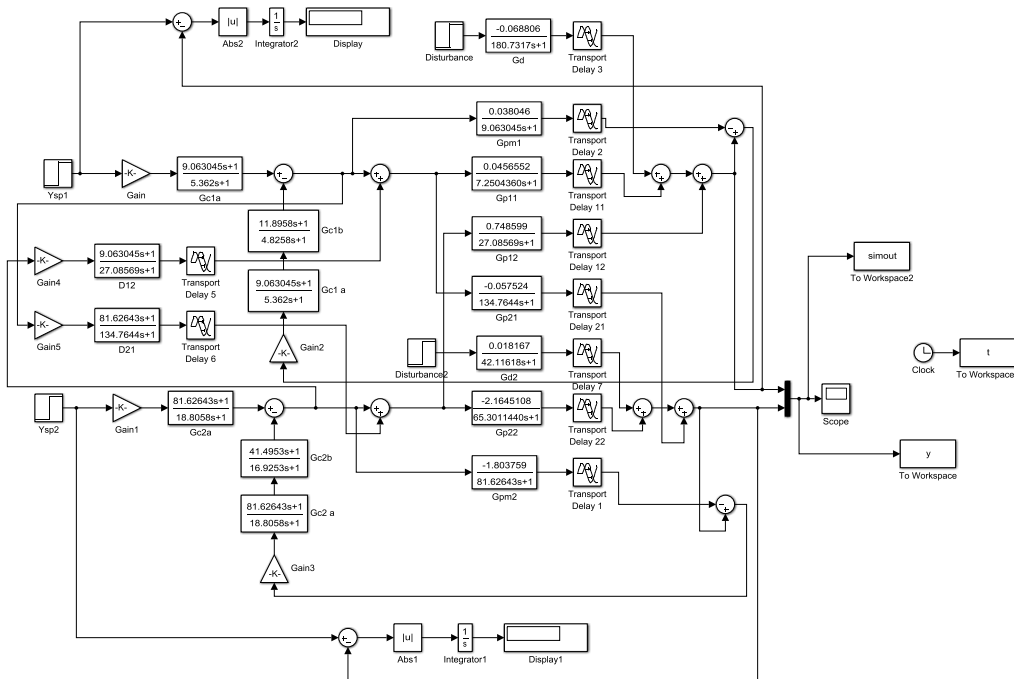
Gambar C2. 1DoF IMC dengan Decoupling



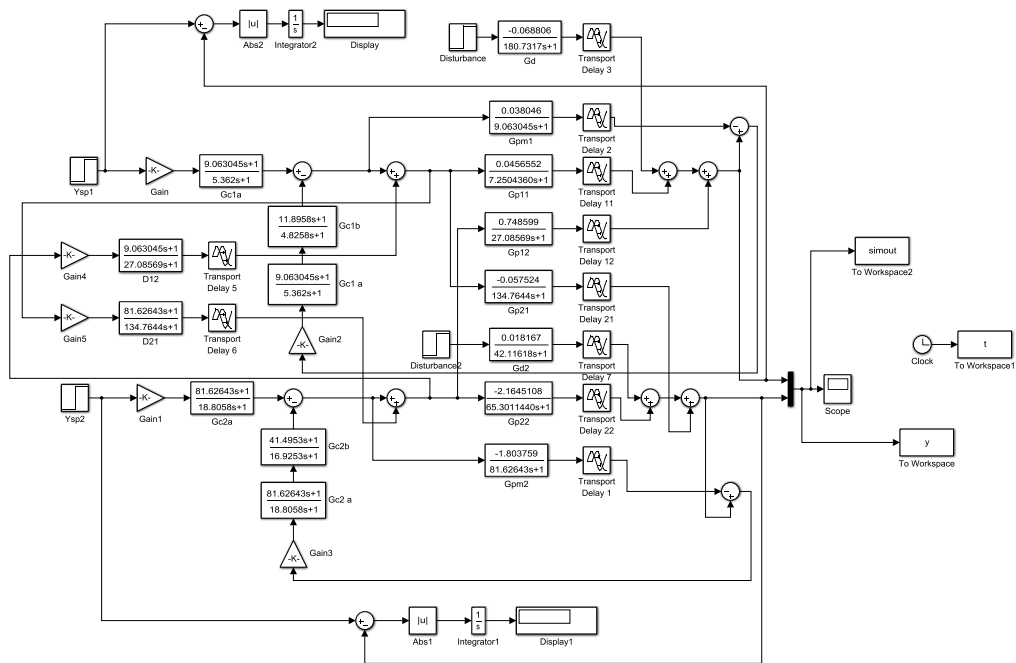
Gambar C3. 1DoF IMC dengan Invers Decoupling



Gambar C4. 2DoF IMC Tanpa Decoupling



Gambar C5. 2DoF IMC dengan Decoupling



Gambar C6. 2DoF IMC dengan Invers Decoupling

D. Hasil Setting Parameter

Hasil Worst Case

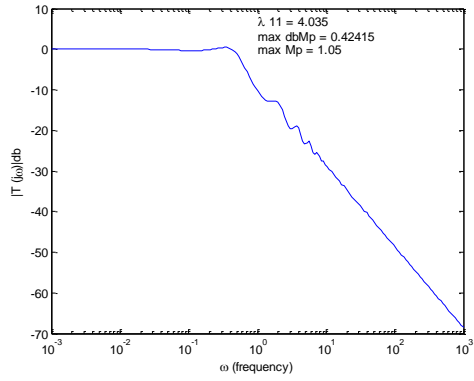
```

..           Maximum-Peak (Mp) Tuning for           ..
..           MIMO 1DOF-IMC Controller               ..

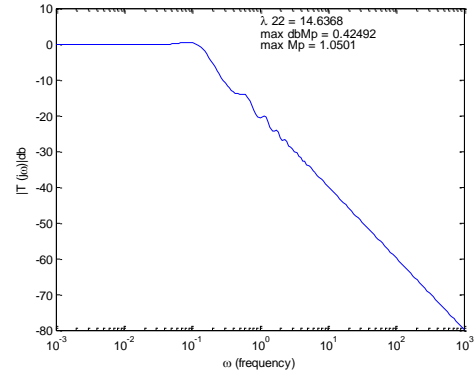
Case( 1) k11=0.030437,tau11=7.250436,teta11= 2.4, max|T (jw)|=1.0000
Case( 2) k11=0.030437,tau11=7.250436,teta11= 3.6, max|T (jw)|=1.0000
Case( 3) k11=0.030437,tau11=10.875654,teta11= 2.4, max|T (jw)|=1.0000
Case( 4) k11=0.030437,tau11=10.875654,teta11= 3.6, max|T (jw)|=1.0076
Case( 5) k11=0.045655,tau11=7.250436,teta11= 2.4, max|T (jw)|=1.0000
Case( 6) k11=0.045655,tau11=7.250436,teta11= 3.6, max|T (jw)|=1.2840
Case( 7) k11=0.045655,tau11=10.875654,teta11= 2.4, max|T (jw)|=1.0068
Case( 8) k11=0.045655,tau11=10.875654,teta11= 3.6, max|T (jw)|=1.0652
The worst case of loop 1 is case ( 6)

Case( 1) k22=-1.443007,tau22=65.301144,teta22=7.597424, max|T (jw)|=0.9995
Case( 2) k22=-1.443007,tau22=65.301144,teta22=11.396136, max|T (jw)|=0.9995
Case( 3) k22=-1.443007,tau22=97.951716,teta22=7.597424, max|T (jw)|=1.0055
Case( 4) k22=-1.443007,tau22=97.951716,teta22=11.396136, max|T (jw)|=1.0135
Case( 5) k22=-2.164511,tau22=65.301144,teta22=7.597424, max|T (jw)|=0.9997
Case( 6) k22=-2.164511,tau22=65.301144,teta22=11.396136, max|T (jw)|=1.3771
Case( 7) k22=-2.164511,tau22=97.951716,teta22=7.597424, max|T (jw)|=1.0103
Case( 8) k22=-2.164511,tau22=97.951716,teta22=11.396136, max|T (jw)|=1.0287
The worst case of loop 2 is case ( 6)

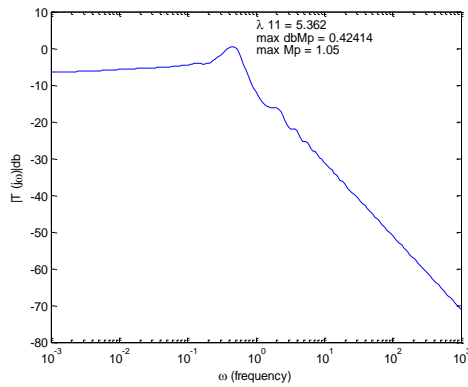
```



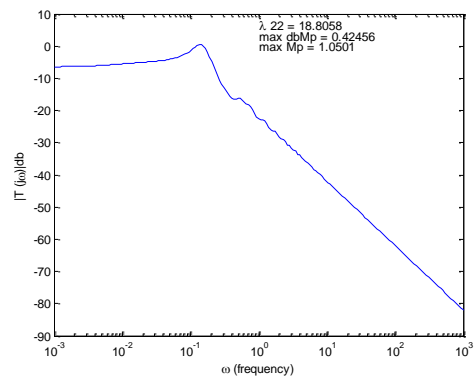
Gambar D1. Mp SISO Loop 1



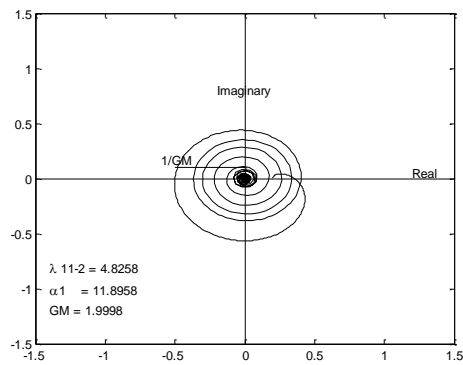
Gambar D2. Mp SISO Loop 2



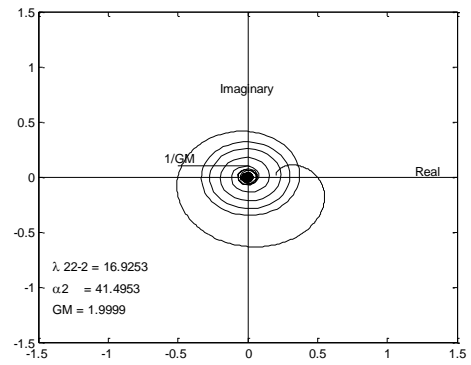
Gambar D3. Mp MIMO Loop 1



Gambar D4. Mp MIMO Loop 2



Gambar D5. GM Loop 1



Gambar D6. GM Loop 2

BIODATA PENULIS



Penulis bernama Zahrotul Azizah, lahir di Lumajang, 24 Mei 1992, merupakan anak ketiga dari tiga bersaudara. Memulai pendidikan formal di TK Dharma Wanita 01 Lempeni tahun 1997-1998, kemudian melanjutkan pendidikannya di MIN 01 Lempeni tahun 1998-2004. Selanjutnya menempuh pendidikan tingkat menengah di SMP Negeri 1 Tempeh tahun 2004-2007 dan melanjutkan pendidikan di SMA Negeri 1 Tempeh tahun 2007-2010. Setelah lulus dari pendidikan SMA, penulis menempuh pendidikan D3 Teknik Kimia di Politeknik Negeri Malang (Polinema) tahun 2010-2013. Pada tahun 2014-2016, penulis melanjutkan pendidikan S1 Teknik Kimia di Fakultas Teknologi Industri Institut Teknologi Sepuluh Nopember. Saat duduk di bangku kuliah Polinema, penulis menjabat aktif dalam kegiatan di Himpunan Teknik Kimia Polinema. Penulis memiliki pengalaman kerja praktek di PT. Krakatau Steel (Persero) Tbk. Cilegon pada tahun 2013 dan di PT Semen Indonesia (Persero) Tbk. Tuban pada tahun 2015. Penulis telah menyelesaikan Tugas Akhir sebagai syarat meraih gelar A. Md yang berjudul *Peningkatan Rendemen Minyak Nilam Menggunakan Phanerochaete chrysosporium yang Dikembangkan dengan Perlakuan Shaker*. Pada tingkat sarjana penulis menulis tugas akhir Pra Desain Pabrik yang berjudul *Pra Desain Pabrik Insoluble Sulfur dari Sulfur Alam* dan skripsi yang berjudul *Dinamika Proses dan Pengendalian Modifikasi III Sistem Empat Tangki dengan menggunakan LabView* sebagai syarat meraih gelar Sarjana. Pada tahun 2016-2018 penulis diberi kesempatan untuk melanjutkan pendidikan pascasarjana di Teknik Kimia FTI-ITS dan memperoleh beasiswa *freshgraduate* ITS. Penulis telah menyelesaikan tesis yang berjudul *Decoupling IMC Controller untuk Sistem MIIMO (Case Study Pengendalian De-Isobutanizer Dual Condenser)*.

e-mail : zahrotul.azz@gmail.com